



Universidade de Aveiro Departamento de Ambiente e Ordenamento

Ano 2015

**Daniel Torrão Pio Gasificação de biomassa num reator de leito
fluidizado à escala piloto**



Daniel Torrão Pio Gasificação de biomassa num reator de leito fluidizado à escala piloto

Dissertação apresentada à Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia do Ambiente, realizada sob a orientação científica do Doutor Luís António da Cruz Tarelho, Professor Auxiliar do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro e coorientação do Doutor Manuel Arlindo Amador de Matos, Professor Auxiliar do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro.

Este trabalho foi realizado no âmbito do projeto “BiomAshTech – Impactos da cinza durante a conversão termoquímica de biomassa” PTDC/AACAMB/116568/2010 – FCOMP-01-0124-FEDER-019346, financiado por fundos FEDER através do Programa Operacional de Fatores de Competitividade – COMPETE e por Fundos Nacionais através da FCT – Fundação para a Ciência e a Tecnologia.

o júri

presidente

Professor Doutor José de Jesus Figueiredo da Silva

Professor Auxiliar do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro

vogais

orientador

Professor Doutor Luís António da Cruz Tarelho

Professor Auxiliar do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro

arguente

Professor Doutor Mário Manuel Gonçalves da Costa

Professor Catedrático do Departamento de Engenharia Mecânica do Instituto Superior Técnico da Universidade de Lisboa

agradecimentos

A dissertação de mestrado, apesar de consistir num trabalho individual, envolve o contributo de diversas pessoas. No decorrer da minha investigação estes contributos revelaram-se essenciais e influenciaram este trabalho de diferentes formas. Posto isto, apresento os meus sinceros agradecimentos:

Ao meu orientador Prof. Doutor Luís António da Cruz Tarelho, pela sua paciência e pelos seus imensos conhecimentos. Esta dissertação não se teria tornado uma realidade sem a sua disponibilidade e orientação. Ao meu coorientador Prof. Doutor Manuel Arlindo Amador de Matos, pelo constante acompanhamento e pela sua capacidade para a resolução de problemas técnicos.

À Prof.^a Doutora Teresa Filomena Vieira Nunes, pelo interesse demonstrado e por estar sempre disposta a partilhar os seus conhecimentos.

Ao meu colega de trabalho e amigo João Peres, por todos os ensinamentos e ajuda prestada.

A toda a minha família, em especial aos meus pais, António Adrião Pio e Maria Luísa da Silva Torrão Pio, pelos seus conhecimentos e por me fornecerem todos os recursos necessários para a realização desta dissertação, e ao meu padrinho, Casimiro Adrião Pio, pela disponibilidade e aconselhamento.

A todos os meus amigos, em especial ao Rafael Moreira, pelo apoio durante todo este percurso.

À minha namorada, Bárbara, por toda a paciência e ajuda dispensada.

De uma forma geral, a todos os que contribuíram para a realização deste trabalho.

palavras-chave

Biomassa, gasificação, leito fluidizado borbulhante

resumo

A gasificação de biomassa permite a produção de um gás combustível com capacidade para reduzir o consumo de combustíveis fósseis. Contudo, para promover a utilização deste processo a nível industrial é necessário ultrapassar diversas limitações e elaborar tecnologias de gasificação que sejam mais rentáveis e eficientes.

No presente trabalho efetuou-se a gasificação direta com ar, num reator auto-térmico com um leito fluidizado borbulhante, de diferentes tipos de biomassa provenientes da floresta portuguesa, nomeadamente pellets de madeira e diferentes tipos de biomassa florestal residual derivada de eucalipto. A investigação foi realizada numa instalação à escala piloto localizada no Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro. A infraestrutura foi desenvolvida de modo a permitir o estudo do processo de gasificação de biomassa. O reator utilizado apresenta 3 metros de altura, consistindo a câmara de gasificação em 2.25 metros, 0.25 metros de diâmetro interno e uma potência entre 40 e 70 kWth. O leito é composto por areia (partículas com granulometria entre os 355 e 1000 μm) e tem uma altura de 0.23 m. A infraestrutura experimental oferece condições para efetuar a gasificação de biomassa, determinar a composição do gás produzido em termos de CO , CO_2 , H_2 , N_2 , CH_4 e C_2H_4 e efetuar a sua combustão num queimador localizado a jusante do reator.

O leito fluidizado operou com temperaturas médias entre os 700 e 850°C. Para as razões de equivalência estabelecidas, entre 0.17 e 0.36, o gás seco apresentou uma composição que, em termos volumétricos e em função das condições operatórias, variou entre 14.0 a 21.4% CO , 14.2 a 17.5% CO_2 , 3.6 a 5.8% CH_4 , 1.3 a 2.4% C_2H_4 , 2.0 a 10.2% H_2 e 48.9 a 61.1% N_2 . A maior concentração de CO , CH_4 e C_2H_4 foi observada durante a gasificação de biomassa residual florestal derivada de eucalipto com razão de equivalência de 0.17, contudo, a maior concentração de H_2 foi obtida na gasificação de pellets de madeira com razão de equivalência de 0.25. Tendo em conta a composição gasosa, o poder calorífico inferior do gás seco encontrou-se entre 4.4 e 6.9 MJ/Nm^3 e os valores mais elevados foram observados durante os processos de gasificação efetuados com menor razão de equivalência. A produção específica de gás variou entre 1.2 e 2.2 Nm^3/kg biomassa bs, a eficiência do gás arrefecido entre 41.1 e 62.6% e a eficiência de conversão de carbono entre 60.0 e 87.5%, encontrando-se na gama dos valores reportados na literatura. A melhor condição, em termos da eficiência de gás arrefecido, consistiu na gasificação de biomassa residual florestal derivada de eucalipto com razão de equivalência de 0.25, e em termos da produção específica de gás seco e eficiência de conversão de carbono, na gasificação de biomassa residual florestal derivada de eucalipto com razão de equivalência de 0.35. Contudo, o gás com maior poder calorífico inferior foi obtido durante a gasificação de biomassa residual florestal derivada de eucalipto com razão de equivalência de 0.17.

O reator demonstrou adequabilidade na gasificação de diferentes tipos de biomassa e foram observadas condições estáveis de operação, tanto em termos de temperatura como da composição do gás produzido. Geralmente, o gás apresentou propriedades combustíveis apropriadas para ser comburido de forma contínua e estável pelo queimador de gás, sem ser necessária uma fonte de ignição permanente ou a utilização de um combustível auxiliar.

Keywords

Biomass, bubbling fluidized bed, gasification

abstract

The gasification of biomass allows the production of a combustible gas with potential to reduce the consumption of fossil fuels. However, to increase the applicability and subsequent usage of this process at industrial level it is necessary to overcome diverse limitations and to design gasification technologies with higher profitability and efficiency.

In the present work, direct gasification with air of biomass from the Portuguese forests, namely wood pellets and different types of residual forest biomass from eucalyptus, was executed in an auto thermal reactor with a bubbling fluidized bed. The research was performed in a pilot facility located at the Department of Environment and Planning in the University of Aveiro. The experimental facility was developed in order to allow the study of the biomass gasification process. The reactor used has 3 meters of height, consisting the gasification chamber in 2.25 meters, 0.25 meters of internal diameter and a power between 40 and 70 kWth. The bed is composed by sand (particles with granulometry between 355 and 1000 μm) and has a height of 0.23 m. The facility provides conditions to perform the gasification of biomass, determine the composition of the produced gas in terms of CO, CO₂, H₂, N₂, CH₄ and C₂H₄ and perform its combustion in a burner downstream of the reactor.

The fluidized bed was operated with average temperatures in the range of 700 to 850°C. For the operating conditions used, namely equivalence ratios in the range of 0.17 to 0.36, the dry gas presented a composition, in volumetric terms and dependent on the operating conditions, comprehended between 14.0 to 21.4% CO, 14.2 to 17.5% CO₂, 3.6 to 5.8% CH₄, 1.3 to 2.4% C₂H₄, 2.0 to 10.2% H₂ and 48.9 to 61.1% N₂. The highest concentration of CO, CH₄ and C₂H₄ was observed during the gasification of residual forest biomass from eucalyptus with an equivalence ratio of 0.17, however, the highest concentration of H₂ was obtained in the gasification of wood pellets with an equivalence ratio of 0.25. Taking the gas composition in account, the lower calorific value of the dry gas was found between 4.4 and 6.9 MJ/Nm³ and the highest values were observed during the trials performed with lower equivalence ratio. The specific dry gas production was comprehended between 1.2 and 2.2 Nm³/kg biomass db, the cold gas efficiency between 41.1 and 62.6% and the carbon conversion efficiency between 60.0 and 87.5%. These values are in agreement with the values found in the literature. The best operation, in terms of cold gas efficiency, was achieved in the gasification of residual forest biomass from eucalyptus with an equivalence ratio of 0.25, and, in terms of specific dry gas production and carbon conversion efficiency, in the gasification of residual forest biomass from eucalyptus with an equivalence ratio of 0.35. However, the gas with highest lower calorific value was obtained during the gasification of residual forest biomass from eucalyptus with an equivalence ratio of 0.17.

The reactor showed suitability in the gasification of different types of biomass, and stable conditions of operation, in terms of bed temperature and produced gas composition, were achieved. Generally, the gas presented sufficient combustible properties to be burnt stably by the combustion system without the necessity of an auxiliary fuel or a permanent ignition source.

Índice

Índice.....	i
Lista de Figuras	iii
Lista de Tabelas.....	vii
Lista de abreviaturas	viii
Nomenclatura	ix
1 Introdução.....	1
1.1 Enquadramento.....	1
1.2 Objetivos e motivação.....	5
1.3 Organização da dissertação.....	6
2 Processo de gasificação	7
2.1 Etapas da gasificação	9
2.2 Configuração dos reatores	10
2.2.1 Reatores de leito fixo	10
2.2.2 Reatores de leito fluidizado	12
2.2.3 Leito fixo versus leito fluidizado	15
2.3 Métodos de fornecimento de calor.....	17
2.3.1 Gasificação direta	17
2.3.2 Gasificação indireta.....	19
2.3.3 Gasificação direta versus indireta	20
2.4 Parâmetros operatórios do processo de gasificação de biomassa em leitos fluidizados	21
2.4.1 Características da biomassa.....	22
2.4.1.1 Características químicas da biomassa	23
2.4.1.2 Características físicas da biomassa.....	25
2.4.2 Agente de gasificação	25
2.4.3 Razão de equivalência	28
2.4.4 Temperatura	29
2.4.5 Pressão.....	31
2.4.6 Materiais do leito	31
3 Descrição da infraestrutura experimental	34
3.1 Sistema reativo	36
3.1.1 Sistema de alimentação	37
3.1.2 Sistema de refrigeração	39
3.1.3 Sistema de alimentação de ar	40
3.2 Sistema de monitorização.....	41
3.3 Sistema de amostragem e análise de gases.....	41
3.4 Sistema de aquisição de dados.....	43
3.5 Sistema de combustão dos gases de gasificação	44

4	Procedimento experimental	46
4.1	Materiais e métodos.....	48
4.2	Manutenção.....	53
4.3	Metodologia de cálculo	54
4.3.1	Caudal de biomassa.....	54
4.3.2	Poder calorífico inferior do gás seco.....	55
4.3.3	Caudal volumétrico de gás seco (G_v)	55
4.3.4	Produção específica de gás seco ($Y_{gás}$).....	56
4.3.5	Eficiência de gás arrefecido (EGA).....	56
4.3.6	Eficiência de conversão de carbono (ECC)	56
5	Resultados e discussão.....	58
5.1	Perfis de temperatura	58
5.1.1	Perfil de temperatura ao longo do tempo	59
5.1.2	Perfil vertical de temperatura	60
5.1.3	Temperatura média do leito	61
5.2	Características do gás produzido.....	62
5.2.1	Composição do gás seco	62
5.2.2	Poder calorífico inferior	68
5.3	Parâmetros de eficiência	70
5.3.1	Produção específica de gás seco	70
5.3.2	Eficiência do gás arrefecido e eficiência de conversão de carbono	71
5.4	Comparação com a literatura	73
5.5	Leito fixo de cinzas	85
5.6	Carbono no leito fluidizado.....	86
5.7	Aglomerção e desfluidização	89
5.8	Funcionamento do sistema de combustão dos gases de gasificação	90
6	Conclusões e sugestões.....	95
6.1	Conclusões.....	95
6.2	Sugestões e recomendações	96
	Bibliografia.....	99
	Anexo A – Períodos de amostragem nos diferentes locais	111
	Anexo B – Posição dos termopares.....	112

Lista de Figuras

Figura 2.1 - Principais aplicações do gás de síntese [48]	8
Figura 2.2 - Gasificador de leito fixo com corrente ascendente e gasificador de leito fixo com corrente descendente [56]	12
Figura 2.3 - Gasificador de leito fluidizado, adaptado de [63]	13
Figura 2.4 - Reator com LFB e reator com LFC adaptado de [66]	15
Figura 2.5 - Gasificação direta [66]	18
Figura 2.6 - Remoção do N ₂ e CO ₂ do gás produzido, adaptado de [75]	18
Figura 2.7 - Remoção do N ₂ do ar, adaptado de [75]	18
Figura 2.8 - Gasificação indireta, adaptado de [79]	19
Figura 2.9 - Gasificação indireta com um sistema de duplo leito fluidizado, adaptado de [3]	20
Figura 2.10 - Efeitos da RE (0.15, 0.25 e 0.35) na distribuição dos produtos de gasificação e na concentração de alcatrões no gás produzido [107]	29
Figura 2.11 - Quantidade de alcatrões no gás produzido em relação à temperatura do leito [105]	30
Figura 3.1 - Apresentação esquemática da instalação experimental de gasificação, com um reator LFB à escala piloto	35
Figura 3.2 - LFB à escala piloto	36
Figura 3.3 - Sistema de alimentação da instalação	38
Figura 3.4 - Sistema de alimentação visualizado verticalmente com foco nos sistemas de agitação	38
Figura 3.5 - Sistema de refrigeração primário, S- Sistema de bombagem da água de refrigeração, T - Torre de refrigeração [47]	39
Figura 3.6 - Sistema de alimentação de ar. S- Sistema desumidificador e regulador da pressão do ar [47]	40
Figura 3.7 - (a) Portos de amostragem e porto de inspeção visual e (b) reator de leito fixo preenchido com cinzas	42
Figura 3.8 - Sondas AISI 316 SS para as diferentes amostragens do gás produzido	42
Figura 3.9 - Isolamento instalado nos portos de amostragem	43
Figura 3.10 - (a) Queimador de gás em operação, com foco nas 3 aberturas circulares para admissão de ar atmosférico e (b) sistema de controlo da pressão e do caudal de ar introduzido pelo injetor no queimador de gás	45
Figura 4.1 - Sistemas de descarga do leito	47
Figura 4.2 - Aspeto macroscópico de (a) pellets de madeira, (b) destroçado de eucalipto A e (c) destroçado de eucalipto B, sobre papel milimétrico	50
Figura 4.3 - Calibração do motor de 0.18 kW com redução 1:50 e parafuso de veio maior e valores de caudal real referentes às experiências efetuadas com pellets de madeira	51
Figura 4.4 - Calibração do motor de 0.18 kW com redução 1:20 e parafuso de veio menor e valores de caudal real referentes às experiências efetuadas com destroçado de eucalipto A	51
Figura 4.5 - Calibração do motor de 0.18 kW com redução 1:20 e parafuso de veio menor e valores de caudal real referentes às experiências efetuadas com destroçado de eucalipto B1 e B2	52

Figura 4.6 - Distribuição granulométrica da IMOSA GS-1	53
Figura 5.1 - Evolução típica da temperatura ao longo do tempo para quatro condições operatórias: durante a gasificação de (a) pellets de madeira, (b) destorçado de eucalipto A, (c) destorçado de eucalipto B1 e (d) destorçado de eucalipto B2	59
Figura 5.2 - Perfil vertical de temperatura nas amostragens efetuadas na exaustão durante as EG's	61
Figura 5.3 - Variação da temperatura média do leito com a RE em experiências efetuadas com pellets e destorçado de eucalipto A, B1 e B2	62
Figura 5.4 - Composição do gás seco típica (CO_2 , CO , CH_4 , C_2H_4) para quatro condições operatórias: durante a gasificação de a) pellets de madeira e b) destorçado de eucalipto A, c) destorçado de eucalipto B1 e d) destorçado de eucalipto B2	63
Figura 5.5 - Composição do gás seco (CO_2 , CH_4 , CO , H_2 , C_2H_4) produzido durante as amostragens realizadas na exaustão em cada EG efetuada	64
Figura 5.6 - Composição do gás seco (CO , CO_2 , H_2 e N_2) vs RE nas experiências efetuadas com destorçado de eucalipto A.....	65
Figura 5.7 - Composição do gás seco (CH_4 e C_2H_4) vs RE nas experiências efetuadas com destorçado de eucalipto A (a) e composição do gás seco (CO , CO_2 , H_2 e N_2) vs RE nas experiências efetuadas com destorçado de eucalipto B1 (b).....	65
Figura 5.8 - Composição do gás seco (CO , CO_2 , H_2 e N_2) vs RE em experiências efetuadas com pellets. Os resultados referentes à RE de 0.24, 0.30 e 0.35 foram obtidos nesta instalação no âmbito de outro trabalho [129].....	66
Figura 5.9 - Composição do gás seco (CO , CO_2 , H_2 e N_2) vs RE em experiências efetuadas com destorçado de eucalipto B2.....	66
Figura 5.10 - Variação da concentração de H_2 com a temperatura média do leito nas EG's efetuadas com destorçado de eucalipto B2	68
Figura 5.11 - PCI do gás seco produzido durante as amostragens realizadas na exaustão em cada EG efetuada	69
Figura 5.12 - PCI vs RE em experiências efetuadas com pellets e destorçado de eucalipto A, B1 e B2.....	69
Figura 5.13 - $Y_{\text{gás}}$ nas amostragens realizadas na exaustão durante as EG's efetuadas	70
Figura 5.14 - $Y_{\text{gás}}$ vs RE em experiências efetuadas com pellets e destorçado de eucalipto A, B1 e B2.....	71
Figura 5.15 - EGA e ECC nas amostragens realizadas na exaustão durante as EG's efetuadas	71
Figura 5.16 - EGA vs RE para as experiências efetuadas com pellets, destorçado de eucalipto A, B1 e B2 ...	72
Figura 5.17 - ECC vs RE para as experiências efetuadas com pellets, destorçado de eucalipto A, B1 e B2	72
Figura 5.18 - EGA vs ECC para as experiências efetuadas com pellets, destorçado de eucalipto A, B1 e B2	73
Figura 5.19 - Comparação da composição do gás seco (CO_2 , CH_4 , CO e H_2) produzido nas EG's com a composição referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2	78
Figura 5.20 - Comparação do PCI do gás seco produzido nas EG's com o PCI referido em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2.....	79

Figura 5.21 - Comparação da $Y_{gás}$ obtida nas diferentes EG's com a $Y_{gás}$ referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respectivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2.....	80
Figura 5.22 - Comparação entre a EGA das EG's efetuadas e a EGA referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respectivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2.....	81
Figura 5.23 - Comparação entre a ECC das EG's efetuadas e a ECC referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respectivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2.....	82
Figura 5.24 - Composição (CO_2 , CH_4 , CO e H_2) e PCI do gás seco referidos em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores ascendentes, descendentes e com LFC's. Informação sobre os estudos e respectivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2.....	83
Figura 5.25 - (a) $Y_{gás}$ e (b) EGA referidas em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores ascendentes, descendentes e com LFC's. Informação sobre os estudos e respectivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2.....	84
Figura 5.26 - ECC referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores ascendentes, descendentes e com LFC's. Informação sobre os estudos e respectivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2.....	84
Figura 5.27 - Composição (CO_2 , CH_4 , CO , H_2) e PCI do gás seco referidos em estudo de gasificação de biomassa com vapor de forma indireta. Informação sobre os estudos e respectivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2.....	85
Figura 5.28 - Composição média do gás seco (CO_2 , CH_4 , CO , H_2 e C_2H_4) e respetivo PCI observados durante a gasificação de pellets de madeira (EG-1 e EG-2), ao passar pelo leito fixo de cinzas (SLR) e sem passar (SL)	86
Figura 5.29 - Aspeto macroscópico sobre papel milimétrico do leito descarregado numa EG com (a) eucalipto e (b) pellets	87
Figura 5.30 - Composição do gás seco (CO , CO_2 , CH_4 , C_2H_4) após o fim da alimentação numa EG com (a) eucalipto e (b) pellets	87
Figura 5.31 - Temperatura em diversos locais do reator após o fim da alimentação numa EG com (a) eucalipto e (b) pellets	88
Figura 5.32 - Aspeto macroscópico sobre papel milimétrico de (a) eucalipto e respetivos carbonizados e (b) pellets e respetivos carbonizados	88
Figura 5.33 - (a) Temperatura em diversos locais do reator e (b) composição do gás, ao longo do tempo, durante a ocorrência da desfluidização do leito numa EG com pellets	90
Figura 5.34 - Aglomerados do leito recolhidos após uma EG com pellets	90
Figura 5.35 - Queimador de gás em operação.....	92
Figura 5.36 - Material carbonáceo e cinzas acumulados em (a) conduta a montante da chama de ignição (X, Figura 5.35), (b) injetor de ar do queimador e (c) porto de inserção do injetor de ar	93

Figura 5.37 - Acumulação de material carbonáceo no queimador de gás (X, Figura 5.35), em EG's realizadas com eucalipto	93
Figura 5.38 – Aspeto do material acumulado nas condutas durante EG's com eucalipto	93
Figura 5.39 - Libertação de partículas incandescentes pela exaustão do queimador de gás, durante EG's com eucalipto	94

Lista de Tabelas

Tabela 2.1- Comparação qualitativa entre gasificadores de corrente ascendente e descendente [7], [56], [61], [62]	11
Tabela 2.2 - Comparação qualitativa entre os reatores de LFB e LFC [7], [52], [62], [64]*	14
Tabela 2.3 - Comparação qualitativa entre leitos fixos e leitos fluidizados [3], [7], [52], [56], [59], [60], [62], [67], [68]*	16
Tabela 2.4 - Valores indicativos da composição do gás produzido de acordo com os diferentes reatores, utilizando ar como agente de gasificação [25], [33], [48], [57], [61], [62], [64], [69]–[74]	17
Tabela 2.5 - Composição indicativa e PCI do gás obtido através de dois métodos diferentes de gasificação [81]	21
Tabela 2.6 - Composição indicativa do gás produzido com a utilização de diferentes agentes de gasificação [1]	26
Tabela 2.7 - Efeito do agente de gasificação na composição do gás produzido [72]*	27
Tabela 2.8 - Composição do gás de acordo com o material do leito [27]	33
Tabela 2.9 - Efeito do catalisador na produção de gás e no PCS do gás produzido em duas razões de equivalência distintas [117]	33
Tabela 4.1- Composição dos pellets de madeira e eucalipto utilizados nas experiências de gasificação	49
Tabela 4.2 - Poder calorífico inferior de algumas espécies químicas [123]	55
Tabela 5.1 - Condições de operação das experiências de gasificação.....	58
Tabela 5.2 - Trabalhos publicados no âmbito do processo de gasificação de biomassa.....	74

Lista de abreviaturas

E	- Amostragem efetuada na exaustão
ECC	- Eficiência de conversão de carbono
EG	- Experiência de gasificação
EGA	- Eficiência do gás arrefecido
LFB	- Leito fluidizado borbulhante
LFC	- Leito fluidizado circulante
P	- Pressão
PCI	- Poder calorífico inferior
PCS	- Poder calorífico superior
RE	- Razão de equivalência
SL	- Amostragem efetuada acima da superfície do leito sem atravessar o leito fixo de cinzas
SLR	- Amostragem efetuada acima da superfície do leito ao atravessar o leito fixo de cinzas
T	- Temperatura
V/B	- Razão vapor/biomassa
UCC	- Unidade de Controlo e Comando
UCD	- Unidade de distribuição de gás e comando electropneumático
UCE	- Unidade de controlo eletrónico
$Y_{\text{gás}}$	- Produção específica de gás seco

Índices

% m/m	- Percentagem mássica
% v/v	- Percentagem volumétrica
Btq	- Base tal e qual
Bs	- Base seca
Bssc	- Base seca sem cinzas

Nomenclatura

$G_{n_{ar}}$	- Caudal molar de ar introduzido no reator	$[kmol_{ar}.s^{-1}]$
$G_{n_{gás\ seco}}$	- Caudal molar de gás produzido	$[kmol_{gás\ seco}.s^{-1}]$
G_v	- Caudal volumétrico de gás produzido	$[Nm^3_{gás\ seco}.s^{-1}]$
$\dot{m}_{ar\ fornecido}$	- Caudal mássico de ar introduzido no reator	$[kg_{ar}.s^{-1}]$
$\dot{m}_{ar\ estequiométrico}$	- Caudal mássico de ar estequiométrico	$[kg_{ar}.s^{-1}]$
$\dot{m}_{biomassa\ bs}$	- Caudal mássico de biomassa introduzido no reator	$[kg_{biomassa\ bs}.s^{-1}]$
\dot{m}_{N-ar}	- Caudal mássico de N introduzido no reator pelo ar	$[kg_N.s^{-1}]$
$\dot{m}_{N-biomassa}$	- Caudal mássico de N introduzido no reator pela biomassa	$[kg_N.s^{-1}]$
$\dot{m}_{N-gás}$	- Caudal mássico de N no gás produzido	$[kg_N.s^{-1}]$
M_j	- Massa molar do elemento químico j	$[kg.kmol_j^{-1}]$
M_k	- Massa molar da espécie k	$[kg.kmol_k^{-1}]$
$PCI_{biomassa\ bs}$	- Poder calorífico inferior da biomassa	$[MJ.kg_{biomassa\ bs}^{-1}]$
PCI_k	- Poder calorífico inferior da espécie k	$[MJ.kg_k^{-1}]$
PCI_m	- Poder calorífico inferior do gás em termos mássicos	$[MJ.kg_{gás\ seco}^{-1}]$
PCI_v	- Poder calorífico inferior do gás em termos volumétricos	$[MJ.Nm^3_{gás\ seco}^{-1}]$
q_{mj}	- Elemento químico j presente no gás	$[kg.kmol_{gás\ seco}^{-1}]$
q_{mj-k}	- Elemento químico j, na forma da espécie k, presente no gás	$[kg.kmol_{gás\ seco}^{-1}]$
ν_{j-k}	- Coeficiente estequiométrico do elemento químico j na espécie k	$[kmol_j.kmol_k^{-1}]$
W_s	- Razão mássica estequiométrica do oxidante em relação à biomassa	$[kg_{O_2\ estequiométrico}.kg_{biomassa\ bs}^{-1}]$
w_{jR}	- Fração mássica do elemento químico j na biomassa	$[kg_j.kg_{biomassa\ bs}^{-1}]$
W_{sA}	- Razão mássica estequiométrica de ar em relação à biomassa	$[kg_{ar\ estequiométrico}.kg_{biomassa\ bs}^{-1}]$
W_{vA}	- Razão mássica de vapor de água no ar	$[kg_{H_2O}.kg_{ar\ seco}^{-1}]$
$Y_{gás}$	- Produção específica de gás seco	$[Nm^3_{gás\ seco}.kg_{biomassa\ bs}^{-1}]$
y_{k-ar}	- Fração molar da espécie k no ar	$[kmol_k.kmol_{ar}^{-1}]$
$y_{k-gás}$	- Fração molar da espécie k no gás	$[kmol_k.kmol_{gás\ seco}^{-1}]$
Y_{sj}	- Razão molar estequiométrica de oxidante em relação ao elemento químico j	$[kmol_{O_2}.kmol_j^{-1}]$

1 INTRODUÇÃO

1.1 ENQUADRAMENTO

O rápido crescimento das necessidades energéticas a nível mundial e das preocupações ambientais e económicas proporciona a premência pela pesquisa e adoção de tecnologias eficientes de produção de energia renovável e sustentável. Atualmente, procura-se reduzir as emissões de poluentes devido à combustão de combustíveis fósseis e evitar os impactos associados ao crescente preço destes combustíveis. Para responder à necessidade urgente de tornar o sistema energético mundial mais sustentável [1], têm sido analisadas e discutidas diversas fontes de energias renováveis que visam substituir as fontes tradicionais de produção de energia [2]. Entre estas, a biomassa é uma solução interessante pois consiste numa forma de energia não intermitente, cujo fornecimento pode ser efetuado em quantidades elevadas quando a produção de outras energias renováveis, dependentes de fatores externos, é baixa [3]. Outra vantagem deste combustível consiste no potencial para reduzir as emissões de gases com efeito de estufa associadas à combustão de combustíveis fósseis [4], e reduzir as emissões de SO_2 e NO_x devido ao menor conteúdo de S e N, respetivamente, na biomassa [5].

A biomassa é um recurso renovável relativamente barato, consideravelmente abundante e com uma boa distribuição geográfica [3] que permite a diversificação do fornecimento de combustíveis, o que, por sua vez, conduz a uma maior segurança no fornecimento de energia a nível mundial [6]. A sua utilização permite valorizar a biomassa residual florestal e agrícola, evitando o seu desperdício e os riscos associados à sua disposição/eliminação. Este combustível apresenta ainda um caráter sustentável, por um lado por ser um recurso renovável, e, por outro, pela sua capacidade em capturar energia solar e dióxido de carbono da atmosfera através do processo de fotossíntese. Durante o processo de conversão de energia, o dióxido de carbono será novamente libertado para a atmosfera, contudo, pode ser reabsorvido pela biomassa que se encontra em crescimento. Numa situação ideal, isto é, não contabilizando os fertilizantes utilizados para o crescimento da biomassa, a degradação biológica que proporciona emissões de CH_4 e os processos de secagem, transporte e armazenamento de biomassa, pode considerar-se que a energia da biomassa apresenta emissões de carbono neutro [7]. Inclusive, recentemente têm vindo a ser sugeridas na literatura algumas aplicações que visam permitir a produção de energia útil através de biomassa e, simultaneamente, a redução do saldo de carbono atmosférico [8].

Atualmente, a nível mundial, a biomassa cobre aproximadamente 10% das necessidades energéticas primárias (50 EJ/ano) e representa a maior componente da energia renovável no consumo final bruto de energia (CFBE), todavia, aproximadamente 80% da energia consumida é ainda baseada em

combustíveis fósseis [9]. No âmbito nacional, Portugal apresentou em 2013 um CFBE de 16334 ktep, do qual 25.7% foi fornecido por energias renováveis, provindo cerca de 50% da biomassa [10]. Recentemente, o governo português aprovou o Plano Nacional de Ação para as Energias Renováveis (PNAER 2020), que visa aumentar o contributo das fontes de energias renováveis para 31% relativamente ao CFBE, até 2020, e reforçar a potência instalada em centrais de biomassa através da criação de uma rede descentralizada de centrais de biomassa [11]. No mesmo sentido, em Portugal, o interesse da biomassa é realçado pela sua considerável disponibilidade, que é estimada em 2.2 milhões de toneladas por ano (11578 GWh/ano) disponíveis para utilização [6], e pelos custos inferiores de colheita, armazenamento e distribuição de resíduos agrícolas e florestais, 22.6 e 29.0€ t⁻¹ respetivamente, comparativamente a outros países do Sul da Europa [12]. Perante isto, o incentivo e investimento na produção de energia através da biomassa tem-se vindo a evidenciar em Portugal, manifestando-se no aumento das centrais de biomassa conectadas à rede pública, de 2 para 8, entre 2005 e 2014 [13] e, até 2020, prevê-se que Portugal tenha uma capacidade instalada total de 769 MW em centrais termoeletricas e de cogeração à base de biomassa [11].

Numa perspetiva global, a biomassa representa uma das alternativas mais viáveis e promissoras para diminuir o consumo de combustíveis fósseis [14]. Contudo, tal como qualquer outra fonte de energia conhecida, apresenta diversas limitações e, como tal, deve ser utilizada em conjunto com outras fontes de energias renováveis, como a energia eólica ou hídrica, para efetivamente reduzir o consumo destes combustíveis [15]. Os benefícios económicos e ambientais da utilização da biomassa encontram-se dependentes da sua gestão e da eficiência do processo de conversão de energia e, atualmente, pode-se considerar que a energia da biomassa ainda não é suficientemente utilizada à escala comercial devido aos imensos desafios associados ao transporte, armazenamento, fornecimento e manuseamento deste combustível, e às incertezas relacionadas com as tecnologias de conversão [12]. Inclusive, no caso específico dos biocombustíveis, existe alguma controvérsia sobre se os impactos ambientais destes representam de facto um benefício quando comparados com os dos combustíveis fósseis [16]. Desta forma, para aumentar o interesse na utilização da energia da biomassa e garantir a renovabilidade e sustentabilidade deste recurso, é necessário estabelecer práticas e políticas que contribuam para uma eficiente e sustentável produção, transporte, armazenamento, manuseamento e consumo da biomassa. Adicionalmente, é preciso desenvolver processos de conversão aplicáveis a este recurso, mais versáteis e com maior atratividade do que a combustão, que justifiquem a utilização da biomassa em detrimento dos combustíveis fósseis, através do aumento dos benefícios económicos e ambientais. Neste contexto, a conversão termoquímica da biomassa através da gasificação constitui um processo com considerável potencial, que permite a produção de um gás combustível com relativa elevada densidade energética, fácil de manusear e transportar e com capacidade para ser utilizado em diversas aplicações.

A gasificação de biomassa é um processo interessante no âmbito da sustentabilidade da oferta e procura de energia, pois permite a obtenção de um combustível alternativo aos combustíveis fósseis, com impactos potencialmente menos prejudiciais para o ambiente [17], [18]. Este processo tem o potencial de contribuir significativamente para um maior número de serviços energéticos “amigos” do ambiente [19], não só pela sua capacidade para reduzir o consumo de combustíveis fósseis nas suas diversas aplicações ou pelas vantagens inerentes à biomassa, mas também devido, por exemplo, à diminuta quantidade de ar utilizada no processo de gasificação que permite a produção de um gás pouco diluído e, conseqüentemente, cujas impurezas e poluentes são mais simples de remover do que no gás de exaustão típico de um processo de combustão [20], ou à usual baixa temperatura do processo de gasificação que permite evitar a formação de NO_x e SO_2 [21]. O transporte do gás produzido é mais simples e eficiente do que da biomassa sólida, sobretudo devido à possibilidade de ser efetuado em tubagens [20]. Ruiz et al., [22] afirmam que o gás produzido pode ser transportado com elevada densidade energética e, como tal, permite a elaboração de aplicações potencialmente rentáveis como a centralização da produção de eletricidade baseada em sistemas de gasificação dispersos. Lettner et al., [23] referem que a gasificação de biomassa é promissora no âmbito de sistemas CHP (*Combined Heat and Power*) e predestinada para sistemas descentralizados de energia. Noutro sentido, o gás produzido pode ser utilizado em motores de combustão interna e turbinas de gás que permitem atingir eficiências superiores comparativamente aos típicos sistemas de vapor (*rankine*), associados à combustão direta de biomassa [20]. O gás pode ainda ser refinado de modo a ser utilizado, de uma forma potencialmente pouco poluidora [24], na síntese de químicos tais como fertilizantes e combustíveis para uso automóvel [20]. Adicionalmente, apresenta potencial para substituir quer o gás natural, quer o gás produzido através da gasificação de carvão, nas suas diferentes aplicações [25].

Apesar das reconhecidas potencialidades da gasificação de biomassa é necessário desenvolver tecnologias e sistemas de gasificação rentáveis e com elevada eficiência para a promoção deste processo [3], bem como, estudar/conhecer aprofundadamente um número de parâmetros inter-relacionados, como o projeto do reator e as suas diversas condições de operação para ser possível atingir elevadas eficiências [26].

Na literatura as opiniões são divergentes e ainda não existe consenso relativamente ao potencial futuro da gasificação de biomassa. Mckendry [15] considera a gasificação como, provavelmente, o único processo de conversão de biomassa comercialmente viável no futuro, tal como, Pfeifer et al. [27] preveem que as tecnologias de gasificação de biomassa venham a desempenhar um papel principal nos sistemas energéticos. Na mesma perspetiva, Ahrenfeldt et al. [28] consideram que a biomassa é um dos poucos recursos renováveis capazes de garantir as necessidades futuras de combustíveis, eletricidade e aquecimento, e que a gasificação desta matéria-prima pode constituir

um processo altamente eficaz e flexível se for otimizado. Ruiz et al. [22] consideram que para se justificar a implementação deste processo, a sua posição tem ainda de ser consolidada relativamente a outras técnicas de exploração de energia da biomassa, dado que apesar dos vários esforços efetuados ainda não existiram incentivos suficientes para a sua utilização. Adicionalmente, referem que as tecnologias de gasificação apresentam um caráter de rigidez pois qualquer variação nas características da biomassa terá consequências imprevistas na eficiência do processo. No mesmo sentido, Kirkels & Verbon [29] afirmam que a gasificação de biomassa ainda não é suficientemente madura para ser amplamente aplicada nos mercados e que não apresenta capacidade para competir com outras tecnologias. Font Palma [30] complementa as diferentes perspetivas afirmando que o crescente interesse na substituição da utilização de combustíveis fósseis e na redução de gases com efeito de estufa justifica, por si só, o incentivo e a promoção pela pesquisa de processos de conversão de energia adequáveis à biomassa e que a gasificação deste recurso consiste num processo com potencial para se tornar “uma resposta para a produção de energia renovável”.

O interesse na gasificação de biomassa não é recente e, como tal, já há vários anos que têm vindo a ser construídos gasificadores industriais de biomassa e centrais de demonstração de gasificação [20], [31], [32]. Contudo, atualmente, pode-se considerar que a gasificação de biomassa ainda se encontra em fase de demonstração a nível industrial, estando a sua implementação limitada por diversos aspetos operacionais e dependente de diversos fatores, tais como: a disponibilidade e preço da biomassa, disponibilidade e preço dos combustíveis fósseis e as preocupações relacionadas com o fornecimento de combustíveis e com o aquecimento global [29]. Para aumentar a utilização das tecnologias de gasificação é necessário aumentar a compreensão dos parâmetros de operação e dos aspetos técnicos, bem como efetuar estudos económicos e ambientais. Deve-se analisar a qualidade do gás produzido e determinar a eficiência de conversão de acordo com as diferentes características da biomassa, com as condições de operação dos diferentes tipos de reatores e com a variação dos diferentes parâmetros operatórios do processo. Noutro sentido, existem diversos modelos termodinâmicos [33]–[35] e cinéticos [36]–[38], bem como, combinações de ambos [39], que visam prever a composição do gás produzido durante a gasificação de biomassa em diferentes condições. Porém, estes modelos apresentam diversas limitações, nomeadamente na aplicabilidade em diferentes configurações e na precisão dos resultados previstos [40]. Por exemplo, a qualidade do gás produzido e eficiência do sistema de gasificação dependem significativamente do tempo de residência das espécies reagentes a uma dada temperatura, o que, por sua vez, depende do projeto e geometria do reator [41], que consistem em parâmetros cuja inclusão em modelos termodinâmicos não é efetuada [40]. No caso dos modelos cinéticos, é referido que estes envolvem parâmetros que limitam a sua aplicabilidade em diferentes projetos de gasificação [40]. Assim, realça-se a importância da análise experimental [41], sobretudo através da gasificação de diversos tipos de

biomassa e da variação de diferentes parâmetros operatórios, de forma a aumentar a compreensão dos diferentes aspetos associados ao processo de gasificação e a contribuir com informação útil para a literatura.

Existe a necessidade urgente de ultrapassar diversas limitações, como as incertezas associadas à alimentação de algumas tipologias de biomassa, à temperatura de fusão de cinzas e à presença de elevados conteúdos de alcatrões no gás produzido, entre outras, que diminuem a atratividade da implementação da gasificação da biomassa a nível industrial. Deve-se otimizar diversos parâmetros como o tipo de gasificadores, agente de gasificação, temperatura, pressão e razão de equivalência [42], bem como, desenvolver metodologias eficientes para a remoção dos alcatrões presentes no gás produzido, que são considerados como uma das problemáticas mais relevantes na gasificação da biomassa [3], [43], [44]. Os alcatrões podem ser definidos como “os orgânicos, produzidos sobre um regime térmico ou de oxidação parcial (gasificação) de qualquer material orgânico. São geralmente assumidos como sendo maioritariamente aromáticos” [45]. Uma das principais barreiras consiste na necessidade de desenvolver reatores e procedimentos de condicionamento do gás mais eficientes e atrativos no âmbito comercial e industrial, que permitam responder às especificidades da composição do gás e alcatrões impostas nas diversas aplicações industriais, como por exemplo, na produção de eletricidade. A presença de elevado conteúdo de alcatrões no gás produzido pode provocar problemas operacionais durante a sua utilização, como a corrosão e bloqueio dos equipamentos e, consequentemente, a diminuição da eficiência, sendo assim necessário eliminá-los previamente. Adicionalmente, os alcatrões consistem num material perigoso devido às suas propriedades cancerígenas [44] e o seu *reforming* pode contribuir para o aumento do poder calorífico do gás através do aumento da concentração de gases combustíveis.

Assim, e tendo em conta a complexidade do processo de gasificação de biomassa e, portanto, as dificuldades de modelização, as instalações à escala piloto surgem como uma oportunidade atrativa para ensaiar, analisar e estudar todos estes aspetos, em condições de trabalho tão próximas quanto possível à escala industrial e sem as naturais complicações associadas à realização de estudos em instalações industriais.

1.2 OBJETIVOS E MOTIVAÇÃO

Os principais objetivos deste trabalho consistiram na operacionalização de uma instalação experimental de gasificação de biomassa à escala piloto e na prestação de um contributo para o aumento da informação existente na literatura sobre os diferentes aspetos relacionados com a gasificação de biomassa, com especial ênfase na gasificação direta com ar. Esta investigação surge na sequência de outros trabalhos, como a formação e redução de NO_x na combustão de coque em

leito fluidizado [46] e o controlo das emissões gasosas poluentes resultantes da combustão de carvão em leito fluidizado [47], entre outros, que permitiram a construção e melhoria contínua de um reator de leito fluidizado à escala piloto e, mais amplamente, de toda uma instalação experimental, indispensável para a realização da presente dissertação.

A motivação provém da necessidade de elaborar sistemas rentáveis e eficientes de gasificação de biomassa com aplicação a nível comercial em Portugal, que possam aproveitar de uma forma mais efetiva os recursos renováveis de que o país dispõe e, consequentemente, reduzir a sua dependência da importação de recursos energéticos fósseis. Surge assim a necessidade de estudar as especificidades da gasificação da biomassa existente no contexto português, quer na floresta quer sob a forma de subproduto proveniente de indústrias que lidam com esta matéria-prima, como seja o sector de atividade agrícola e da pasta e papel. Para isto, nesta investigação, visa-se demonstrar a capacidade de produzir um gás combustível, através da gasificação de alguns destes tipos de biomassa, com propriedades adequadas para ser comburido de forma contínua e estável.

Numa fase inicial, procedeu-se ao desenvolvimento da instalação de modo a obter condições adequadas ao estudo do processo da gasificação de biomassa e à combustão do gás produzido. Numa fase posterior, procurou-se desenvolver e implementar procedimentos de operação, monitorização e controlo das condições de operação do gasificador à escala piloto, caracterizar as condições de operação e processar/analisar a informação experimental obtida. Adicionalmente, realizou-se uma revisão dos resultados reportados na literatura, com diferentes tecnologias de gasificação e com a variação de diferentes parâmetros operatórios, para enquadrar e comparar com os resultados adquiridos nas experiências de gasificação efetuadas.

1.3 ORGANIZAÇÃO DA DISSERTAÇÃO

A dissertação encontra-se dividida em 6 capítulos, nomeadamente:

- **Capítulo 1:** Enquadramento, objetivos, motivação e organização da dissertação;
- **Capítulo 2:** Breve introdução teórica sobre a gasificação, as suas etapas, o tipo de gasificadores e métodos de fornecimento de calor utilizados e a influência de diversos parâmetros operatórios;
- **Capítulo 3:** Descrição da instalação experimental, e, em particular, do reator à escala piloto;
- **Capítulo 4:** Descrição do procedimento experimental;
- **Capítulo 5:** Apresentação e análise dos resultados e comparação com a literatura;
- **Capítulo 6:** Conclusão e sugestões para o aperfeiçoamento da instalação e para a realização de trabalhos futuros.

2 PROCESSO DE GASIFICAÇÃO

A biomassa pode ser utilizada como um combustível sólido ou convertida em líquidos e gases para a produção de eletricidade, calor, químicos e combustíveis. O processo de conversão é usualmente escolhido com base no tipo e quantidade de biomassa disponível, na forma desejada para a energia final e na legislação em vigor [6]. Entre os diferentes processos de conversão termoquímica aplicáveis, como a pirólise ou combustão, a gasificação da biomassa surge, devido às suas características promissoras, como o foco deste estudo.

A gasificação consiste na conversão termoquímica a elevada temperatura de um sólido, ou líquido, à base de carbono, num gás combustível, envolvendo vapor, ar, dióxido de carbono, oxigénio puro, ou uma mistura destes e utilizando matérias-primas como carvão, biomassa ou óleos. A composição do gás produzido depende das condições do processo, como as propriedades do combustível, agente de gasificação utilizado, perfil de temperatura e pressão do reator, tipo de reator, entre outras, podendo conter H, CO, CO₂, CH₄ e outros hidrocarbonetos leves, alcatrões, compostos de nitrogénio e enxofre e partículas sólidas, como poeiras e carbonizados. Em teoria, qualquer espécie de biomassa pode ser convertida pelo processo de gasificação, e, desde que o gás produzido apresente uma composição adequada, todos os tipos de energia ou veículos energéticos (calor, eletricidade, biocombustíveis, químicos, etc.) podem ser obtidos através deste [3].

Quando o gás produzido contém CO, H₂, CO₂, H₂O, CH₄ e outros componentes e impurezas denomina-se gás pobre [20] e, após tratamento e condicionamento, pode ser utilizado em ciclos combinados de produção de eletricidade, como o ciclo combinado com gasificação integrada (CCGI), ou queimado numa caldeira para produção de calor ou eletricidade, ou ambos num sistema combinado de cogeração. O refinamento do gás pobre pode conduzir a que este contenha maioritariamente CO e H₂, passando-se a denominar gás de síntese [20]. Este gás pode ser utilizado da mesma forma que o gás pobre, mas destina-se a outras aplicações mais complexas, nomeadamente:

- Síntese de combustíveis e químicos através do processo de Fischer-Tropsch [31];
- Formação de metanol para substituição de gasolina [31];
- Produção de um gás com elevados conteúdos de H₂, através da reforma de hidrocarbonetos com um catalisador de níquel [31];
- Outras [20], [48].

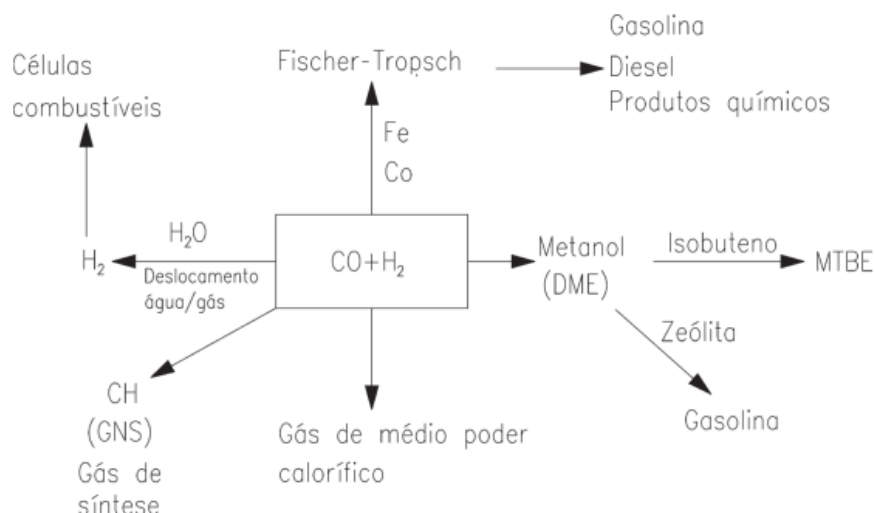


Figura 2.1 - Principais aplicações do gás de síntese [48]

Apesar da versatilidade do gás produzido no processo de gasificação, dependendo da sofisticação da aplicação a que é sujeito, existem alguns requisitos técnicos que este deve cumprir para poder ser utilizado e/ou contribuir para a obtenção de melhores resultados. Estes requisitos podem ser traduzidos como características que o gás deve apresentar, como a concentração de H_2 e CO , a razão H_2/CO , o poder calorífico inferior do gás e a concentração de alcatrões e outras impurezas. Por exemplo, Asadullah [12] refere que na produção de eletricidade através da queima do gás num motor para produção de trabalho mecânico, é necessário que o gás tenha uma certa percentagem de gases combustíveis ($> 20\%$ v/v CO ; $> 10\%$ v/v H_2), um conteúdo de alcatrões inferior a 100 mg/Nm^3 e estar completamente isento de poeiras e gases tóxicos (NH_3 , SO_2 , etc). Na generalidade, pode-se considerar que, com a exceção da combustão direta, praticamente todas as aplicações necessitam que o gás tenha um conteúdo baixo de alcatrões ($< 100 \text{ mg/Nm}^3$) [49]. Outras especificidades e características desejadas encontram-se detalhadas em [20], [31].

Assim, a limpeza de impurezas, como material particulado, alcatrões e outros compostos consiste num dos passos essenciais do processo de gasificação. Atualmente, nas centrais de gasificação, a limpeza do gás é efetuada por equipamentos, como lavadores húmidos, que deixam o gás limpo disponível a temperaturas próximas da temperatura ambiente [3]. Dado que diversas aplicações possíveis para o gás produzido necessitam que o gás esteja a uma temperatura elevada [31], devem-se desenvolver/estabelecer sistemas de limpeza do gás a elevada temperatura, que preservem a energia térmica do gás e, como tal, que promovam o interesse da gasificação de biomassa [3].

2.1 ETAPAS DA GASIFICAÇÃO

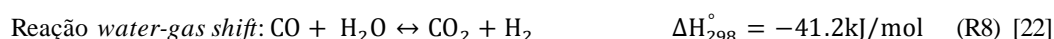
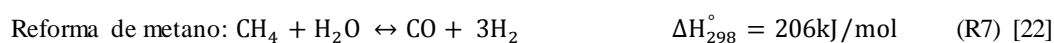
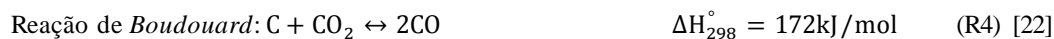
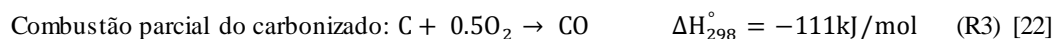
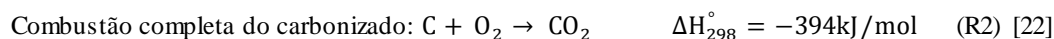
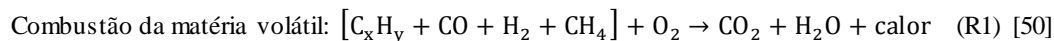
A gasificação consiste num processo de conversão complexo que se pode dividir na etapa de desvolatilização, em que ocorre a produção de matéria volátil e carbonizados, na etapa em que ocorrem reações secundárias na fase gasosa e na etapa de gasificação dos carbonizados [50]. De acordo com o referido por Basu em [22], estas etapas sobrepõem-se e não existe um limite claro que as separe. Para facilitar a sua compreensão pode-se considerar que a gasificação compreende quatro etapas principais, nomeadamente:

- Secagem
- Pirólise
- Oxidação
- Redução

Primeiro pode-se considerar que decorre a fase de secagem, em que com o aumento da temperatura, ocorre a evaporação da humidade do combustível. Numa segunda etapa, após a evaporação de toda a humidade e com o aumento da temperatura acima de 250°C, inicia-se a fase de desvolatilização. Esta etapa é usualmente denominada como fase de pirólise, apesar de, tecnicamente, a pirólise só ocorrer em atmosferas inertes [51]. Nesta etapa ocorre a libertação da matéria volátil do combustível para a fase gasosa dando origem a uma fase sólida, conhecida como carbonizados, que consiste essencialmente em carbono fixo e cinzas [7]. Os carbonizados são ricos em carbono (aproximadamente 85% m/m [20]) e contêm quantidades significativas de material inorgânico (cinzas), mas também quantidades residuais de hidrogénio e oxigénio [51]. No caso da biomassa, a produção de carbonizados é relativamente baixa devido ao seu elevado conteúdo em voláteis [52]. Estes voláteis são libertados, tipicamente, na forma de H_2 , H_2O , CO , CO_2 , CH_4 , acetileno (C_2H_2), etileno (C_2H_4), etano (C_2H_6), propano (C_3H_8) e alcatrões [51]. Adicionalmente, a quantidade de matéria volátil libertada depende da composição da biomassa, da taxa de aquecimento durante a pirólise, da temperatura final e de outros fatores [51].

Numa terceira etapa, quer o carbono fixo presente nos carbonizados, quer a matéria volátil, reagem com o ar ou O_2 puro (se estes forem introduzidos no reator), resultando maioritariamente em CO , CO_2 e H_2O (R1, R2 e R3). Estas reações são exotérmicas e permitem a libertação do calor necessário para as reações endotérmicas de gasificação, constituindo a fase de oxidação. Caso não sejam introduzidas espécies oxidantes no reator e não ocorram reações exotérmicas, é necessário fornecer o calor externamente. A quarta etapa decorre na ausência de oxigénio, consistindo em diversas reações com os carbonizados e os voláteis. Apesar da complexidade desta fase, podem salientar-se 5 reações principais: reação de Boudouard, reação de *water-gas*, reação de metanização, reforma de

metano e reação *water gas shift* (R4, R5, R6, R7 e R8, respetivamente) [53]. A descrição destas reações pode ser encontrada em [20], [52]–[54]. Outras reações típicas do processo de gasificação são referidas em [22].



2.2 CONFIGURAÇÃO DOS REATORES

Um dos parâmetros com maior influência no processo de gasificação e na qualidade do gás produzido consiste no tipo de reator utilizado. Pode-se considerar que a gasificação opera sobretudo em reatores de leito fixo e leito fluidizado, existindo ainda um terceiro tipo, o reator de fluxo pulverizado. O tipo de reator é definido através do modo de contacto e escoamento gás-sólido existente. Cada um destes reatores apresenta vantagens e desvantagens consoante a escala de operação [55]. Nas secções 2.2.1, 2.2.2 e 2.2.3 são discutidas, brevemente, as principais características dos reatores de leito fixo e fluidizado. Uma descrição do reator de fluxo pulverizado pode ser encontrada na literatura [7], [52]. Noutra perspetiva, os gasificadores podem ainda ser classificados de acordo com o agente de gasificação utilizado, a sua pressão de operação (atmosférica ou pressurizada) e o método de fornecimento de calor ao reator, isto é, por uma fonte direta (combustão parcial da biomassa) ou indireta (fonte externa).

2.2.1 REATORES DE LEITO FIXO

Em reatores de leito fixo (ver Figura 2.2), a matéria-prima é colocada numa grelha e aquecida enquanto o agente de gasificação é circulado pelo reator. Estes reatores podem operar com o agente de gasificação em corrente ascendente ou descendente, ou, em casos raros, corrente cruzada [56]. Os reatores ascendentes operam em contracorrente, isto é, o agente de gasificação move-se do fundo do reator para o topo, deslocando-se em sentido contrário ao combustível, ao passo que, os reatores descendentes operam em co-corrente, em que o agente se move do topo para o fundo em simultâneo

com a matéria-prima. Uma descrição dos reatores de corrente cruzada pode ser encontrada na literatura [1], [20].

A principal vantagem dos gasificadores descendentes consiste na produção de um gás com baixo conteúdo de alcatrões e, como tal, esta tecnologia é considerada como uma boa opção para a produção de gás para aplicação em motores de combustão interna [7], [20]. No mesmo sentido, o interesse nesta tecnologia tem surgido devido à possibilidade de produzir energia elétrica e mecânica através da biomassa, numa escala pequena, a um preço moderado [57]. Todavia, este tipo de gasificador contribui para uma maior concentração de partículas e cinzas no gás produzido [20]. Por sua vez, os gasificadores ascendentes têm interesse devido à sua simplicidade [20] e à elevada eficiência de conversão que permitem atingir [58], contudo, produzem quantidades elevadas de alcatrões [20], [58]. Numa perspetiva geral, pode-se considerar que a principal vantagem dos reatores de leito fixo consiste na operação e construção relativamente simples [59], todavia, apresentam diversos problemas como a pobre distribuição de temperatura [60], transferência de massa limitada [3] ou a possibilidade de ocorrência de escoamento preferencial [56]. Uma descrição mais abrangente deste tipo de leitos pode ser encontrada na literatura [1], [7], [20], [52]. As características qualitativas dos reatores de leito fixo ascendente e descendente encontram-se apresentadas de forma sintetizada na Tabela 2.1.

Tabela 2.1- Comparação qualitativa entre gasificadores de corrente ascendente e descendente [7], [56], [61], [62]

ASCENDENTE	DESCENDENTE
(-) Quantidade superior de alcatrões no gás produzido	(+) Quantidade inferior de alcatrões no gás produzido
(+) Quantidade inferior de partículas no gás produzido	(-) Quantidade superior de partículas no gás produzido
(-) Utilização em motores necessita de uma limpeza prévia e extensa do gás produzido	(+) Gás produzido relativamente limpo
(0) Temperatura baixa do gás de saída	(0) Temperatura elevada do gás de saída
(+) Sensibilidade inferior relativamente ao conteúdo de cinzas nas matérias-primas	(-) Sensibilidade superior relativamente ao conteúdo de cinzas nas matérias-primas
(+) Inferiores limitações de escala	(-) Superiores limitações de escala
* (+), vantagem; (-), limitação; (0), indiferente	

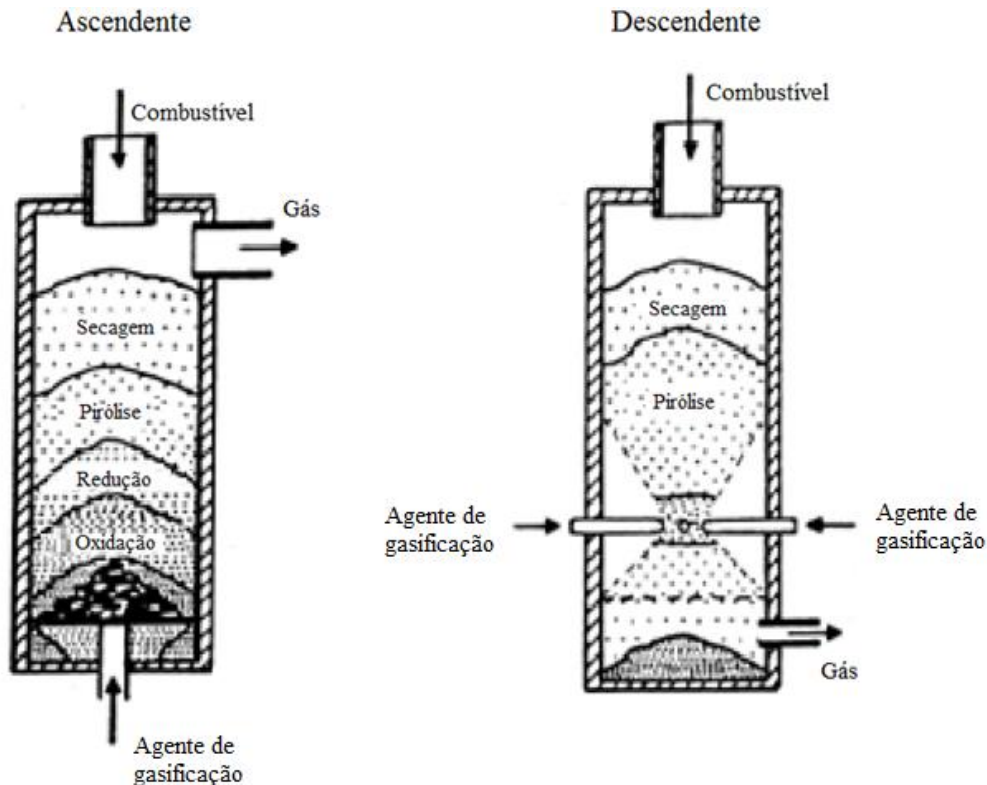


Figura 2.2 - Gasificador de leito fixo com corrente ascendente e gasificador de leito fixo com corrente descendente [56]

2.2.2 REATORES DE LEITO FLUIDIZADO

Um reator de leito fluidizado (ver Figura 2.3) consiste num reator heterogéneo em que um fluido é obrigado a passar através de um leito constituído por partículas sólidas. Este tipo de reator foi inicialmente conceptualizado para resolver diversos problemas associados aos reatores de leito fixo, como as limitações de escala, escoamento preferencial, dificuldade na utilização de combustíveis com elevado conteúdo de cinzas, entre outros [20], e aumentar a sua eficiência. Um reator de leito fluidizado é constituído por duas regiões: o leito, em que a concentração de sólidos é muito elevada, e a *freeboard* que designa o espaço livre acima do leito, em que a concentração de sólidos é bastante inferior [47]. O material do leito permite absorver e armazenar calor e a sua turbulenta mistura deve garantir uma temperatura uniforme na secção do leito. A biomassa, ao ser introduzida neste tipo de reator, é rapidamente convertida devido ao elevado calor e às características de transferência de massa do leito fluidizado.

Em reatores de leito fluidizado, o combustível é aquecido e suspenso no agente de gasificação, sem a existência de uma grelha fixa. O combustível e o material do leito encontram-se num estado meio suspenso e apresentam um comportamento hidrodinâmico semelhante ao de um fluido [20], devido

à passagem do agente de gasificação com uma velocidade superior à velocidade mínima de fluidização das partículas do leito. Esta velocidade permite que a força de fricção entre as partículas e o agente contrabalance o peso das partículas do leito e, consequentemente, que a componente vertical da força compressiva entre partículas adjacentes desapareça [47]. Ao contrário do evidenciado em gasificadores de leito fixo, em gasificadores de leito fluidizado os processos de secagem, pirólise, oxidação e redução ocorrem em todo o reator de uma forma quase homogênea devido à intensa mistura gás-sólido [23], sem ser possível efetuar a distinção entre as suas zonas de ocorrência [1], [20]. Uma das vantagens dos reatores de leito fluidizado consiste na sua capacidade em promover um intenso contacto entre o gás e o combustível, resultando em elevadas taxas de reação e numa elevada eficiência de conversão [3]. No entanto, este tipo de reatores também apresentam algumas inconveniências, como por exemplo, o elevado conteúdo de material particulado na fase gasosa [20] e o conflito entre as elevadas taxas de reação, e respetiva libertação de calor associada, e o baixo ponto de fusão das cinzas [56], que pode conduzir à aglomeração do leito e consequente perda de fluidização. É de salientar que na gasificação de biomassa, através do controlo apropriado dos parâmetros operatórios do leito, é possível operar a uma temperatura inferior à temperatura de fusão das cinzas.

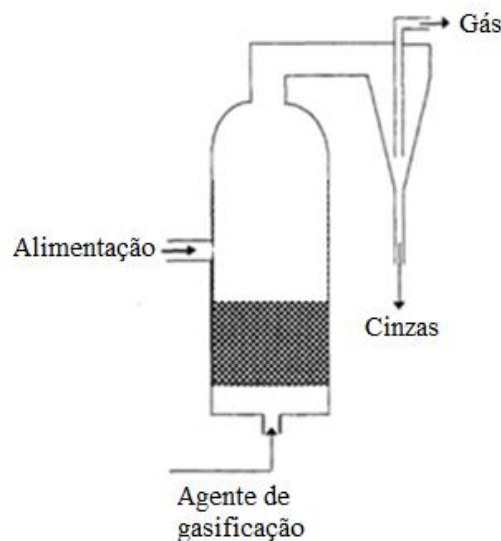


Figura 2.3 - Gasificador de leito fluidizado, adaptado de [63]

De acordo com o grau de suspensão, os reatores de leito fluidizado podem ainda operar com um leito fluidizado borbulhante (LFB) ou um leito fluidizado circulante (LFC) (ver Figura 2.4). Os LFB operam num regime em que a velocidade superficial do gás é duas a três vezes superior à velocidade mínima de fluidização. Neste regime, além do caudal de gás referente à mínima fluidização, o

escoamento do excesso de caudal de gás através do leito é efetuado sob a forma de bolhas [47]. Karatas et al., [64] afirmam que os reatores com LFB são uma das tecnologias mais utilizadas para escalas moderadas com baixos custos de investimento. Gang Xue et al., [65] consideram que este tipo de reator representa o conceito mais simples e provavelmente mais eficaz, em termos económicos, para efetuar a gasificação contínua de biomassa.

Os LFC funcionam com uma velocidade superior à velocidade dos LFB, isto é, operam em regime de fluidização rápida, existindo a formação de um leito turbulento [7]. A operação com velocidades superiores do gás permite o arrasto ascendente de partículas, que posteriormente serão separadas e reintroduzidas no leito. Neste tipo específico de fluidização não é possível distinguir um limite entre a zona do leito e a zona da freeboard [20]. De acordo com Li et al., [62], os reatores de LFC surgem como uma extensão natural dos borbulhantes dado que incluem ciclones e outros separadores que permitem a captura e recirculação dos sólidos de forma a aumentar o seu tempo de residência. Consequentemente, a conversão de carbono tende a ser superior [20]. Noutra perspetiva, Karatas et al., [64] consideram que existe um maior potencial para a ocorrência de problemas de aglomeração e corrosão em reatores de LFC do que em reatores de LFB. Na Tabela 2.2 é apresentada uma comparação qualitativa, baseada na literatura, entre o processo de gasificação efetuado em reatores de LFB e em reatores de LFC.

Tabela 2.2 - Comparação qualitativa entre os reatores de LFB e LFC [7], [52], [62], [64]*

LFB	LFC
(0) Operam a velocidades inferiores (tipicamente $<1\text{ m s}^{-1}$)	(0) Operam a velocidades superiores (tipicamente $3\text{-}10\text{ m s}^{-1}$)
(0) Operam em regime de fluidização borbulhante	(0) Operam em regime de fluidização rápida
(-) Pior mistura	(+) Melhor mistura
(-) Moderada conversão de carbono	(+) Elevada conversão de carbono
(+) Inferior concentração de partículas no gás	(-) Superior concentração de partículas no gás
(+) Processo menos complexo	(-) Processo mais complexo
(-) Menos viável para aplicação a grandes escalas	(+) Mais viável para aplicação a grandes escalas
(-) Moderadas quantidades de alcatrões no gás produzido	(+) Pequenas quantidades de alcatrões no gás produzido
(+) Menor potencial de aglomeração	(-) Maior potencial de aglomeração
(+) Menor potencial de corrosão	(-) Maior potencial de corrosão

* (+), vantagem; (-), limitação; (0), característica da própria tecnologia;

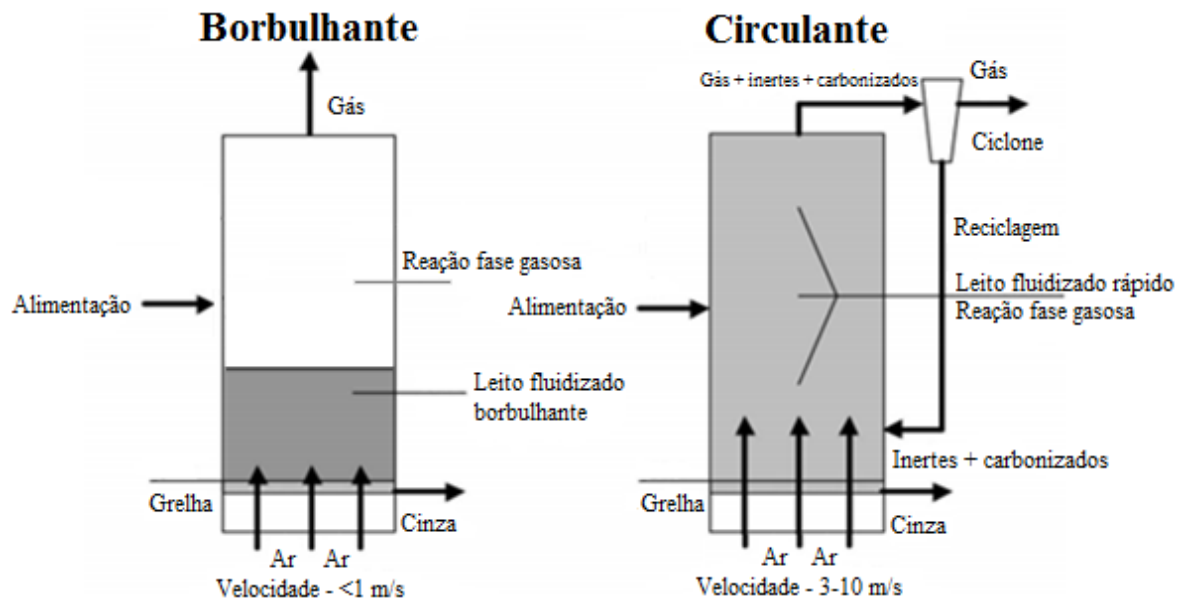


Figura 2.4 - Reator com LFB e reator com LFC adaptado de [66]

2.2.3 LEITO FIXO VERSUS LEITO FLUIDIZADO

Tanto os reatores de leito fixo como os de leito fluidizado permitem efetuar a gasificação de biomassa, todavia, apresentam diferenças relativamente à qualidade do gás produzido, custos e complexidade de projeto/operação [7]. Em relação à qualidade do gás produzido, Basu [52] refere que os leitos fluidizados permitem efetuar a produção de um gás com maior poder calorífico relativamente aos leitos fixos. Em termos de impurezas como alcatrões, Siedlecki et al., [7] afirmam que a produção de alcatrões em reatores de leito fluidizado encontra-se entre a produção realizada em reatores de leito fixo ascendente e em leito fixo descendente. Noutro sentido, Basu [52] refere que os reatores de leito fluidizado permitem um controlo superior da temperatura e são mais tolerantes em relação ao combustível utilizado do que os leitos fixos. Em relação à escala de operação, Kirkels & Verbong [29] consideram que os reatores de leito fixo são sobretudo apropriados para operações de baixa escala e os de leito fluidizado para média escala. Heidenreich & Ugo [3] referem que, tipicamente, os leitos fixos apresentam taxas inferiores de transferência de massa e calor e produções superiores de carbonizados, contudo, o projeto e operação deste tipo de reatores é mais simples comparativamente ao dos leitos fluidizados. Serrano et al., [67] referem que apesar das diversas vantagens dos leitos fluidizados em relação aos fixos, estes têm como desvantagem a possibilidade da ocorrência de aglomeração dos materiais do leito, que pode provocar a perda de fluidização e, conseqüentemente, a interrupção imprevista do funcionamento do reator. Numa perspetiva diferente, Warnecke [56] realizou uma extensa comparação entre a gasificação de biomassa efetuada em reatores de leito fixo e leito fluidizado, considerando aspetos ambientais e

económicos, e retirou a conclusão de que, na generalidade, não existem vantagens significativas na utilização de um em relação ao outro.

Nas Tabelas 2.3 e 2.4 apresentam-se algumas diferenças qualitativas referidas na literatura sobre os dois tipos de reatores e alguns valores indicativos da composição e qualidade do gás produzido nos diferentes tipos de gasificadores, respetivamente.

Tabela 2.3 - Comparação qualitativa entre leitos fixos e leitos fluidizados [3], [7], [52], [56], [59], [60], [62], [67], [68]*

LEITO FIXO	LEITO FLUIDIZADO
(-) Limitada distribuição de temperatura	(+) Boa distribuição de temperatura
(-) Limitações na transferência de calor	(+) Boa transferência de calor
(-) Aquecimento lento	(+) Aquecimento rápido
(-) Possibilidade de ocorrência de escoamento preferencial	(+) Excelente controlo de temperatura
(-) Investimento elevado para altas cargas	(+) Baixo investimento
(-) Limitações de transferência de massa	(+) Bom contacto e mistura gás sólido
(-) Restrições consideráveis relativamente ao combustível	(+) Tolerância diversos combustíveis de diferente qualidade
(+) Construção simples	(+) Permite a utilização de uma larga distribuição de tamanho de combustíveis
(+) Concentração inferior de partículas no gás produzido	(-) Concentração superior de partículas no gás produzido
(+) Diminuto transporte de cinzas	(-) Possibilidade de ocorrência de desfluidização e, consequentemente, alteração do funcionamento do reator
(-) Maior perda de carga	(+) Menor perda de carga
(+) Fácil de operar	(-) Mais difícil de operar
(-) Aplicação limitada em grandes instalações	(+) Apropriados para escalas superiores
(-) Pontos quentes com reações exotérmicas	(-) Podem formar-se misturas eutécticas com a utilização de combustíveis com elevadas quantidades de metais alcalinos
* (+), vantagem; (-), limitação;	

Tabela 2.4 - Valores indicativos da composição do gás produzido de acordo com os diferentes reatores, utilizando ar como agente de gasificação [25], [33], [48], [57], [61], [62], [64], [69]–[74]

	DESCENDENTE	ASCENDENTE	LFB	LFC
H ₂ [% v/v, bs]	6.9-21	3.9-17	5-17.9	3.1-22
CO [% v/v, bs]	10-25.7	15-32	9.9-25.5	6.9-21.4
CO ₂ [% v/v, bs]	9.9-23.9	4.7-16.2	8.4-21.7	13-18.3
CH ₄ [% v/v, bs]	1-5	0.5-4	1.4-8.4	1.2-7
C _x H _y [% v/v, bs]	0.5-2	0.2-0.6	0.2-3.3	0.1-1.2
N ₂ [% v/v, bs]	51.2-75	41.6-56.7	41.6-61.6	39.6-68.4
Alcatrões [g/Nm ³]	0.01-6	10-150	3.5-50	2-30
Partículas [g/Nm ³]	0.1-8	0.1-3	2-20	8-100
PCI [MJ/Nm ³]	3.2-6.3	2.4-7.3	3.7-8.4	2.4-6.1

2.3 MÉTODOS DE FORNECIMENTO DE CALOR

Independentemente do tipo de reator, o processo de gasificação pode ainda operar com dois métodos diferentes de fornecimento de calor: método direto ou auto-térmico e método indireto ou alo-térmico. Nas secções seguintes aborda-se brevemente cada um destes métodos (2.3.1. e 2.3.2.) e efetua-se uma comparação relativamente à qualidade do gás produzido (2.3.3.).

2.3.1 GASIFICAÇÃO DIRETA

Na gasificação direta (ver Figura 2.5) o calor necessário para as reações endotérmicas é produzido pela combustão parcial da biomassa. Para a ocorrência da combustão é necessário que o agente de gasificação seja ar, podendo ser somente oxigénio puro, ou uma mistura de um destes com dióxido de carbono e/ou vapor para aumentar a qualidade do gás produzido. Neste tipo de processo é inevitável que parte dos produtos de gasificação sejam queimados no reator, devido à intensa mistura, e que ocorra a diluição do gás produzido quando se utiliza ar como agente de gasificação, devido à presença de N₂. Assim, pode ocorrer uma substancial redução do poder calorífico inferior do gás, sendo este ainda aceitável para a produção de eletricidade, por exemplo em motores de combustão interna, mas não adequado para aplicações energéticas mais sofisticadas, como células combustíveis ou a síntese de químicos [3]. Para evitar presença de N₂ no produto gasoso final poderá efetuar-se a sua remoção quer do gás produzido quer do ar (ver Figuras 2.6 e 2.7).

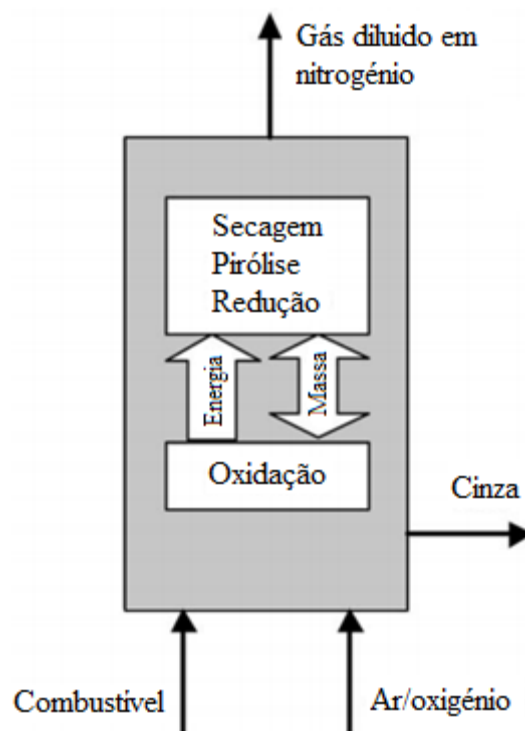


Figura 2.5 - Gasificação direta [66]

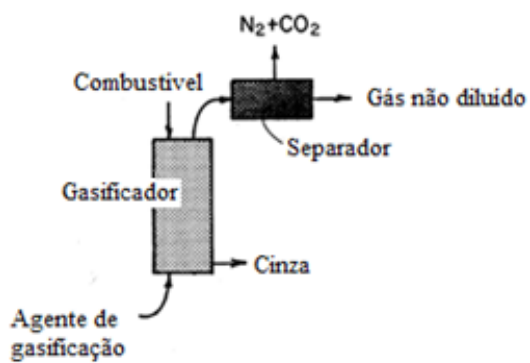


Figura 2.6 - Remoção do N_2 e CO_2 do gás produzido, adaptado de [75]

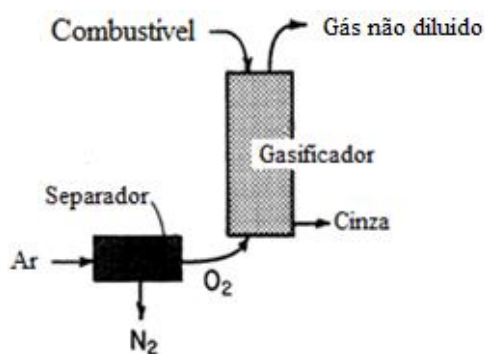


Figura 2.7 - Remoção do N_2 do ar, adaptado de [75]

2.3.2 GASIFICAÇÃO INDIRETA

A gasificação indireta é caracterizada pela separação dos processos de consumo e produção de calor, isto é, pela separação física das reações de combustão e de gasificação (ver Figura 2.8). Esta forma de gasificação pode ser efetuada do seguinte modo: utilizam-se 2 reatores, um para gasificação com vapor e o outro para combustão com ar; o material do leito e os carbonizados são transportados do reator de gasificação para o reator de combustão; nesse reator os carbonizados são oxidados para fornecer calor ao leito; posteriormente, o material do leito, já aquecido, retorna ao reator de gasificação para fornecer o calor necessário para as reações endotérmicas de gasificação [7]. Este tipo de processo pode ser executado por um sistema duplo de leitos fluidizados (ver Figura 2.9).

As dificuldades associadas ao transporte do calor do reator de combustão para o reator de gasificação consistem numa barreira que impede o avanço e a comercialização deste modo de gasificação, sobretudo a grande escala. Contudo, são sugeridas na literatura diversas formas de efetuar este transporte de calor, nomeadamente, através de permutadores de calor [20], [76], de uma parede comum a ambos os reatores [77], do armazenamento de calor em materiais termoativos de elevada temperatura [77] ou, tal como referido anteriormente, do transporte de sólidos a elevadas temperaturas do reator de combustão para o reator de gasificação [7], [20], [77]. Numa perspetiva diferente, Pletka et al., [78] consideram que estes métodos não são indicados para projetos que visem a produção de calor e eletricidade à escala rural, e, como tal, elaboraram uma configuração que permite efetuar o processo de gasificação de forma indireta num único reator.

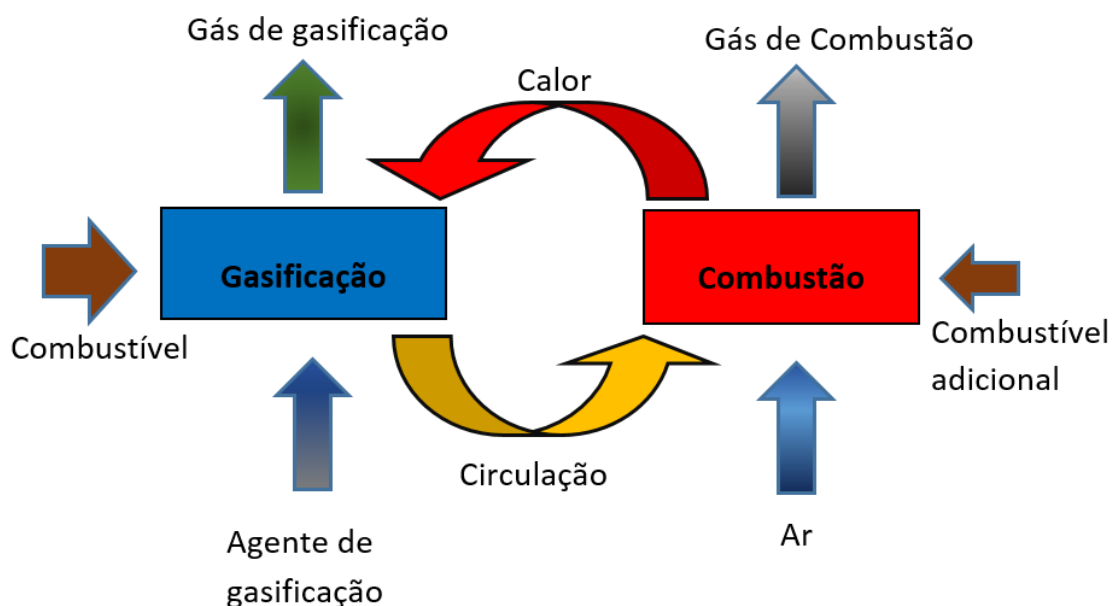


Figura 2.8 - Gasificação indireta, adaptado de [79]

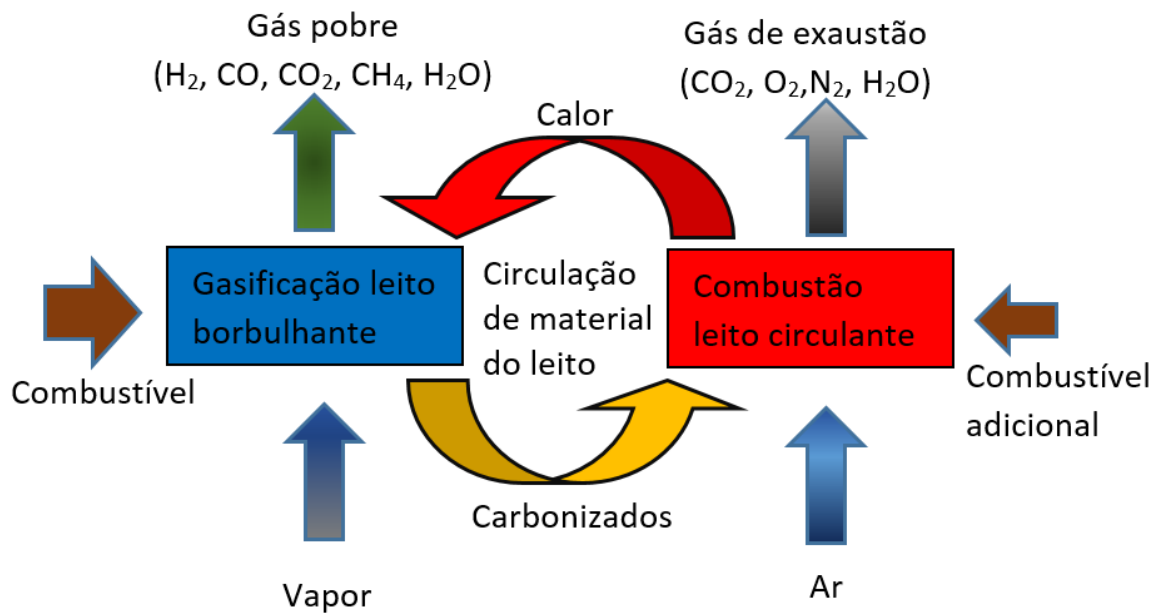


Figura 2.9 - Gasificação indireta com um sistema de duplo leito fluidizado, adaptado de [3]

2.3.3 GASIFICAÇÃO DIRETA VERSUS INDIRETA

A gasificação direta consiste numa forma exequível e promissora do processo de gasificação devido à menor complexidade e maior facilidade de execução. Por outro lado, devido à elevada quantidade de N_2 no ar, o gás produzido encontra-se diluído e apresenta menor poder calorífico. A remoção de N_2 do ar ou do gás produzido permite solucionar este problema, mas é um processo oneroso que diminui a rentabilidade do processo.

A gasificação indireta é interessante pois não é necessária a introdução de ar no reator de gasificação, e, consequentemente, o gás produzido não estará diluído em N_2 e terá maior poder calorífico. Contudo, este método não é indicado para grandes escalas industriais devido aos problemas operatórios associados à necessidade de circulação de elevadas quantidades de calor.

Karatas et al., [64] efetuaram a gasificação de caules de algodão e casca de avelã num reator de LFB com dois agentes de gasificação distintos: ar e vapor. Entre as observações efetuadas, salienta-se que o PCI do gás seco aumentou em 44% (casca de avelã) e 84% (caule de algodão) ao alterar o agente de gasificação de ar para vapor, ou seja, ao alterar o processo de direto para indireto.

Prabowo et al., [80] compararam a exequibilidade da substituição de vapor por CO_2 na gasificação de palha de arroz num reator de gasificação de leito fixo descendente, com fornecimento de calor direto ou indireto. Entre as experiências efetuadas, importa salientar a comparação efetuada entre a composição do gás produzido, a $850^\circ C$, com presença ou ausência de oxigénio, com diferentes

misturas de vapor e CO_2 . Os seus resultados permitiram concluir que a presença de oxigénio provocou o aumento do conteúdo de CO_2 nas várias misturas gasosas produzidas. Adicionalmente, provocou uma diminuição do conteúdo de H_2 e CO , com a exceção da gasificação efetuada somente com CO_2 , em que a introdução de O_2 não provocou alterações no conteúdo de H_2 . Algumas das alterações observadas não foram muito significativas, todavia, no caso do ensaio de gasificação efetuada com apenas vapor como agente de gasificação, a injeção de O_2 proporcionou uma redução substancial da concentração de H_2 .

Numa perspetiva diferente, Zhang [81] refere uma composição indicativa para o gás produzido em dois tipos de gasificadores, um aló-térmico e um auto-térmico (ver Tabela 2.5). O gasificador aló-térmico opera com vapor e o auto-térmico com uma mistura de vapor e oxigénio. Ambos os gasificadores foram projetados com o objetivo da produção de gás para síntese de combustíveis automóveis. Os valores permitem observar uma maior concentração de H_2 e CO e razão H_2/CO no gás produzido com o gasificador aló-térmico e uma maior concentração de CO_2 no gás produzido com o gasificador auto-térmico.

Tabela 2.5 - Composição indicativa e PCI do gás obtido através de dois métodos diferentes de gasificação [81]

	Gasificador auto-térmico	Gasificador aló-térmico
H_2 [% v/v, bs]	26	40
CO [% v/v, bs]	20	25
CO_2 [% v/v, bs]	35	21
CH_4 [% v/v, bs]	13	10
C_2H_4 [% v/v, bs]	3	2.5
N_2 [% v/v, bs]	3	1.5
H_2/CO	1.3	1.6

2.4 PARÂMETROS OPERATÓRIOS DO PROCESSO DE GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA EM LEITOS FLUIDIZADOS

Nesta secção é discutida a influência de diversos parâmetros na qualidade do gás produzido e na eficiência do processo de gasificação, nomeadamente o tipo de biomassa, o agente de gasificação, a temperatura e pressão, a razão de equivalência e o comportamento de diferentes materiais que podem constituir o leito fluidizado do reator. Nos resultados da presente investigação (ver secção 5) é possível verificar a influência de alguns destes parâmetros.

2.4.1 CARACTERÍSTICAS DA BIOMASSA

A biomassa é definida pela Diretiva 2009/28/EC de 23 de Abril de 2009 [82], relativa à promoção da utilização de energia proveniente de fontes renováveis, como “a fração biodegradável de produtos, resíduos e detritos de origem biológica provenientes da agricultura (incluindo substâncias de origem vegetal e animal), da exploração florestal e de indústrias afins, incluindo da pesca e da aquicultura, bem como a fração biodegradável dos resíduos industriais e urbanos”. No âmbito da produção de energia, a biomassa combustível usualmente refere-se a materiais biológicos que tenham o potencial para ser convertidos em energia útil e, consequentemente, diminuir o consumo de combustíveis fósseis. Na literatura, a biomassa usualmente utilizada em estudos do processo de gasificação consiste em culturas energéticas florestais, como miscanthus, biomassa residual florestal (ramos, serrim, estilha de madeira e raízes) e biomassa residual agrícola (casca de arroz, casca de amêndoa, casca de coco, palha de trigo, espiga de milho, caule de algodão, caroço de azeitona, entre outros).

Tal como referido na secção 1.1, o baixo conteúdo de nitrogénio e enxofre, a capacidade de reduzir significativamente as emissões de dióxido de carbono e a considerável abundância, tornam a biomassa num combustível bastante promissor no âmbito da sustentabilidade energética. Contudo, todas as espécies de biomassa apresentam as mesmas desvantagens, nomeadamente, baixa densidade aparente, baixa densidade energética e propriedades químicas e físicas não uniformes [65]. Adicionalmente, os diversos tipos de biomassa proporcionam diferentes desafios aos processos de transporte, armazenamento e alimentação, ao funcionamento do reator e à limpeza do gás produzido [3]. Assim, apesar da gasificação em leito fluidizado ser capaz de tolerar diversos tipos de biomassa, a qualidade do gás produzido e a eficiência do processo de gasificação são consideravelmente afetadas pelas diferentes propriedades deste combustível [20], [49], [51], [83], [84], nomeadamente:

- Características químicas da biomassa:
 - Composição elementar e poder calorífico;
 - Teor de humidade;
 - Teor de cinzas;
 - Teor de metais alcalinos e outros elementos inorgânicos;
 - Teor de voláteis e carbono fixo;
 - Teor de lignina, celulose e hemicelulose.
- Características físicas da biomassa:
 - Densidade aparente;
 - Forma e distribuição do tamanho das partículas;
 - Porosidade das partículas.

Pode-se considerar que existem inúmeros tipos de biomassa com composições e propriedades diferentes e que é difícil encontrar informação experimental sobre a gasificação de todas estas espécies e consequentemente escolher a biomassa mais adequada para produzir um gás com certas características. Neste sentido, pode ser útil recorrer a estudos sobre as propriedades da biomassa, como o efetuado por Vassilev et al., [16], que inclui a análise próxima e elementar e a composição das cinzas de 86 tipos de biomassa, ou a modelos que tenham capacidade de prever a composição do gás produzido de acordo com as características da biomassa, como por exemplo, o modelo elaborado por Vaezi et al., [85]. Adicionalmente, é fundamental obter conhecimento prático da influência das diferentes propriedades da biomassa no processo de gasificação, e, como tal, apresenta-se nas secções seguintes (2.4.1.1 e 2.4.1.2) uma breve discussão neste âmbito.

2.4.1.1 CARACTERÍSTICAS QUÍMICAS DA BIOMASSA

Das características químicas referidas, salienta-se nesta secção o teor de humidade, cinzas, metais alcalinos e outros elementos inorgânicos e o poder calorífico.

O teor de humidade é definido como a quantidade de água presente num material e expresso como uma percentagem mássica do peso deste [20]. Este parâmetro é considerado como um dos que mais influencia o processo de gasificação de biomassa [83]. Tipicamente, o teor de humidade de madeira acabada de cortar encontra-se na gama de 30 a 60% m/m, podendo inclusive exceder os 90% m/m em alguns tipos de biomassa [22]. Pode-se considerar que um elevado teor de humidade reduz o poder calorífico do gás produzido, a sua qualidade e a eficiência do gasificador [20], [22], [83], [86], [87]. De uma forma geral, combustíveis com excesso de humidade são de difícil ignição, proporcionam temperaturas inferiores de gasificação e produzem conteúdos superiores de alcatrões. No processo de gasificação, se o combustível tiver um conteúdo de humidade superior a 30% m/m torna-se difícil manter a temperatura do leito elevada devido à necessidade de eliminar o excesso de humidade antes da pirólise e combustão, o que, por sua vez, resulta na libertação de hidrocarbonetos mais pesados [88]. Adicionalmente, um elevado teor de humidade proporciona um aumento dos custos de transporte pois diminui a densidade energética do combustível. Um aspeto positivo consiste no facto da humidade ser transformada em vapor durante o processo de gasificação, funcionando como agente de gasificação e reagindo com a matéria volátil e os carbonizados, o que pode contribuir para um aumento do conteúdo de H_2 no gás produzido. Noutra perspetiva, é preciso atentar que a secagem natural da biomassa requer muito tempo e que a secagem artificial, apesar de mais eficiente, é onerosa [20]. Desta forma, biomassa com elevado teor de humidade é indicada para processos de conversão bioquímicos e biomassa com baixo teor para processos de conversão termoquímicos [6].

Basu referido em [22], considera que no processo de gasificação o teor de humidade do combustível deve encontrar-se entre 10 e 15% m/m.

As cinzas consistem no conteúdo mineral ou inorgânico da biomassa que permanece após a sua combustão completa [20]. Uma elevada quantidade de cinzas diminui a densidade energética do combustível e, conseqüentemente, aumenta os custos de transporte. Adicionalmente, quanto maior for o conteúdo de cinzas na biomassa, mais serão arrastadas e mais oneroso será o processo de limpeza do gás produzido após o processo de conversão [1]. Analogamente, os custos associados à gestão das cinzas que permanecem no reator também aumentam. A quantidade de cinzas existente nos diferentes tipos de biomassa varia consideravelmente, desde 0.1% m/m para certos tipos de madeira até 15% m/m para alguns produtos agrícolas [20]. Contudo, os impactos das cinzas provenientes da biomassa não dependem somente da sua quantidade mas também da sua composição [87]. Por exemplo, o comportamento de fusão das cinzas é influenciado pelos seus elementos constituintes (Al, Ca, Fe, K, Mg, Na, P, Si) [89]. Isto é, a partir de certa temperatura, elementos inorgânicos, sobretudo metais alcalinos, reagem com os materiais do leito tornando-o pastoso e aderente. Isto provoca a sua aglomeração que, por sua vez, dificulta a fluidização. Conseqüentemente, pode ser necessário interromper o funcionamento do reator. Na utilização de biomassa cuja cinza apresente conteúdos elevados de sílica, potássio e sódio, como a biomassa herbácea, a aglomeração do leito pode ainda ocorrer a temperaturas mais baixas que o usual, sendo indicado operar com temperaturas não superiores aos 650°C [65]. Por outro lado, os sais de sódio ou potássio presentes nas cinzas formam misturas eutécticas que vaporizam a temperaturas próximas dos 700°C. Estes vapores são arrastados pelo gás de exaustão, e, ao condensarem, provocam diversos problemas nos equipamentos a jusante [87]. Numa perspetiva positiva, os metais alcalinos presentes na biomassa consistem em catalisadores extremamente eficazes para diversas reações de gasificação (por exemplo, R4 e R5, secção 2.1) e para a combustão dos carbonizados (R2 e R3, secção 2.1) [51]. De uma forma geral, dependendo de diversas condições operatórias, os efeitos da fração inorgânica podem-se manifestar de diversas formas [90]. As diversas implicações associadas ao teor de metais alcalinos e outros elementos inorgânicos são analisadas aprofundadamente noutros trabalhos [84], [87], [89]–[94].

O poder calorífico da biomassa consiste num parâmetro que reflete a quantidade máxima de energia que pode ser recuperada no gás produzido. É dependente da composição elementar, teor de cinzas e teor de humidade [20]. Usualmente, é referido o poder calorífico inferior (PCI) ao invés do superior (PCS), pois, em muitas situações, o calor latente de vaporização não é recuperado [20], [84]. O poder calorífico de diferentes tipos de biomassa pode ser encontrado em [95].

2.4.1.2 CARACTERÍSTICAS FÍSICAS DA BIOMASSA

As características físicas da biomassa têm sobretudo impacto nos custos de transporte, na reatividade do combustível e na dificuldade e uniformidade da alimentação. Biomassa com elevada densidade aparente é vantajosa pois, em conjunto com um elevado poder calorífico, representa uma elevada densidade energética, e, consequentemente, uma diminuição nos custos de transporte e armazenamento. Adicionalmente contribui para a existência de um caudal de alimentação uniforme. A dificuldade da alimentação e o processo de gasificação são severamente afetados pelo tamanho, forma e tipo de biomassa, que, por sua vez, determinam a densidade aparente. Por exemplo: é difícil manter um caudal de alimentação constante com combustível fibroso, como por exemplo casca de eucalipto; material como pellets dificilmente se fragmenta no gasificador e, consequentemente, tem uma taxa de aquecimento inferior no centro da partícula [12]; combustível com uma elevada fração fina ($<1\text{mm}$) é difícil de manusear e após inserção no reator é mais facilmente arrastado pela corrente gasosa. Na generalidade, pode-se considerar que a biomassa combustível apresenta valores de densidade aparente entre 100 e 1000 kg/m^3 [20]. Bocci et al., [1] considera que o tamanho e forma da biomassa deve ser uniforme, para a alimentação ser regular, e a gasificação poder ser eficiente e homogénea.

Atnaw et al., [83] refere diversos estudos que demonstram que a dimensão das partículas combustíveis é um dos parâmetros com maior influência no processo de gasificação de biomassa. Este parâmetro apresenta um efeito considerável na composição do gás produzido e na operação de gasificação [96]. A perda de carga ao longo do reator é condicionada pela dimensão das partículas, e, consequentemente, o fornecimento de energia necessário para transportar o agente de gasificação e o gás produzido pelo gasificador. Partículas mais finas têm maior reatividade, o que proporciona um maior consumo de biomassa por secção do gasificador [97], favorece a produção de gás com maior poder calorífico [96], [97] e a obtenção de uma superior eficiência de conversão de carbono [96]. Partículas com maiores dimensões, na ausência de fragmentação, têm tendência a ter uma menor taxa de aquecimento por unidade de massa e consequentemente desvolatilizar a temperaturas inferiores [51], conduzindo a uma menor libertação de voláteis [51] e proporcionando uma produção de carbonizados com menor porosidade, e, consequentemente, menor reatividade [51].

2.4.2 AGENTE DE GASIFICAÇÃO

O processo de gasificação utiliza um agente, que consiste num gás como ar, vapor ou oxigénio. Este, visa converter os carbonizados em produtos gasosos através da promoção de reações químicas, e, no caso dos reatores de leito fluidizado, proporcionar também a fluidização do leito. Na gasificação

direta, o agente deve ainda providenciar o oxigénio necessário para a combustão parcial da biomassa. Na gasificação indireta, o agente não necessita de conter oxigénio dado que o calor é fornecido externamente. Este agente é denominado agente de gasificação.

O agente de gasificação usualmente utilizado, devido à sua elevada abundância e ausência de custo, é o ar [1]. Contudo, este provoca a necessidade de equipamentos de maiores dimensões [1] e induz a produção de um gás diluído, contendo aproximadamente 50% v/v de N_2 [52], com baixo poder calorífico [22]. Os processos de gasificação efetuados com ar ou uma mistura de ar e vapor tendem a produzir gases com um poder calorífico inferior de 3-6 MJ/Nm³ [1], com oxigénio de 10-15 MJ/Nm³ [1], vapor ou CO_2 de 12-20 MJ/Nm³ [1] e H_2 de 40 MJ/Nm³ [98]. A seleção do agente de gasificação depende sobretudo dos requisitos associados à qualidade do gás, impostos pelas aplicações a jusante [12]. Na Tabela 2.6, é possível verificar a influência de diferentes agentes de gasificação na composição do gás produzido.

Tabela 2.6 - Composição indicativa do gás produzido com a utilização de diferentes agentes de gasificação [1]

	Composição (% v/v, bs)				
	H_2	CO	CO_2	CH_4	N_2
Ar	9-10	12-15	14-17	2-4	56-59
Oxigénio	30-34	30-37	25-29	4-6	-
Vapor/ CO_2	24-50	30-45	10-19	5-12	-

A utilização de oxigénio puro permite a realização de gasificação direta e a produção de um gás não diluído em nitrogénio, com elevadas concentrações de CO e H_2 e com um baixo conteúdo de alcatrões [12], todavia, os elevados custos associados à separação do nitrogénio do ar consistem numa barreira para aplicação deste agente de gasificação à escala industrial [54]. Vapor de água e dióxido de carbono não são onerosos e permitem a produção de gás de síntese com médio poder calorífico, contudo, necessitam de um fornecimento externo de calor ou da introdução de oxigénio/ar para parcialmente oxidar a biomassa. As complicações associadas ao fornecimento de calor externo foram referidas na secção 2.3.2. A utilização de vapor permite uma produção superior de H_2 devido à quebra dos alcatrões [99], contribuindo para uma melhor qualidade do gás, tanto em termos da razão H_2/CO , como do PCI do gás e do conteúdo de impurezas. Noutro sentido, a gasificação com CO_2 apresenta taxas de reação 4-100 vezes inferiores às de H_2O [51], e, por sua vez, H_2O apresenta taxas de reação de gasificação inferiores em relação ao oxigénio [51], [99].

Rafidah et al., [99] efetuaram a gasificação direta de troncos de palmeira com combinações de vapor de água, dióxido de carbono, ar e oxigénio num reator de leito fixo de corrente descendente para

observar o impacto do agente de gasificação na composição do gás produzido. A experiência decorreu à pressão constante de 1 atmosfera e 900°C. Os seus resultados demonstraram que o agente de gasificação que permitiu a produção de gás com melhor qualidade (maior PCI e maior concentração de H₂) consistiu numa mistura entre H₂O e O₂. Adicionalmente, é possível observar que as misturas que incluem vapor tendem a ter razões H₂/CO superiores devido à maior ocorrência da reação de *water-gas shift* (R8, secção 2.1). Por outro lado, a maior concentração de CO foi obtida com a utilização da mistura de O₂ e CO₂, evidenciando-se a importância da reação de Boudouard (R4, secção 2.1). Em termos da eficiência de conversão de carbono, a mistura de H₂O, O₂ e CO₂ permitiu obter o valor mais elevado. O gás produzido com ar e misturas que envolviam ar apresentou menor qualidade devido à diluição efetuada pelo N₂.

Em [72] são discutidos os resultados obtidos por Herguido et al., Gil et al., e Narváez et al., na realização de experiências de gasificação em reatores de LFB com condições semelhantes, variando somente o agente de gasificação utilizado (ver Tabela 2.7). O gás com menor qualidade foi obtido com ar, contudo, observa-se uma maior produção específica de gás e menor produção de alcatrões com a utilização deste agente. No entanto, é preciso ter em consideração que os alcatrões podem consistir em fenóis, furanos, compostos aromáticos, hidrocarbonetos policíclicos aromáticos (HAP), entre outros, e é menos difícil remover alguns tipos de alcatrões do que outros [100]–[102]. Inclusive, em [72] são referidos alguns estudos que indicam que os alcatrões produzidos na gasificação com vapor são mais simples de remover do que os produzidos na gasificação com ar. Noutra perspetiva, retirando o N₂ do gás produzido com ar, a produção de gás seria consideravelmente inferior, contudo, a qualidade do gás também aumentaria.

Tabela 2.7 - Efeito do agente de gasificação na composição do gás produzido [72]*

	Agente de gasificação		
	Ar (RE = 0.30)	Vapor-O ₂ (RG= 0.9)	Vapor (V/B = 0.90)
H ₂ (% v/v, bs)	8-10	25-30	53-54
CO (% v/v, bs)	16-18	43-47	21-22
PCI (MJ/Nm ³ , bs)	4.5-6.5	12.5-13.0	12.7-13.3
Y _{gás} (Nm ³ /kg bssc)	1.7-2.0	1.0-1.1	1.3-1.4
Y _{Alcatrões} (g/kg bssc)	6-30	8-40	70
Alcatrões (g/Nm ³)	2-20	4-30	30-80

* RE= razão de equivalência; RG= razão de gasificação (massa de vapor + oxigénio relativamente à massa de biomassa); V/B = razão vapor/biomassa (massa de vapor relativamente à massa de biomassa);

2.4.3 RAZÃO DE EQUIVALÊNCIA

A razão de equivalência (RE) consiste num parâmetro operatório da gasificação direta que representa a razão entre o oxigénio efetivamente fornecido e o oxigénio estequiométrico. Este parâmetro determina a fração do combustível que será comburida e a fração que será gasificada [68]. Diversos investigadores consideram que o rendimento dos gasificadores auto-térmicos depende em grande parte da RE utilizada e, como tal, que este é um parâmetro de considerável importância [52], [103]–[106]. No caso de outros agentes de gasificação consideram-se razões análogas, como a razão vapor/biomassa (V/B), que representa a quantidade de vapor por quantidade de biomassa, a razão de gasificação, que representa a quantidade de oxigénio e vapor por quantidade de biomassa, entre outras. Estas razões não são abordadas na presente investigação.

Para assegurar uma condição de gasificação adequada, a RE deve ser consideravelmente inferior a 1. Se for inferior a 0.2 favorece-se a ocorrência de diversos problemas como gasificação incompleta, excessiva formação de carbonizados e alcatrões e a produção de um gás com baixo poder calorífico [52]. Por outro lado, se for superior a 0.4, formam-se excessivos produtos de combustão, como CO_2 e H_2O em detrimento de CO e H_2 [52]. O aumento dos produtos de combustão com o aumento da RE deve-se à quantidade superior de oxigénio que proporciona uma maior oxidação dos carbonizados e da matéria volátil. Por sua vez, esta maior oxidação conduz a uma maior temperatura do gasificador. Dado que a temperatura é um parâmetro com influência considerável no processo de gasificação (ver secção 2.4.4), é preciso atentar à ligação da RE com este parâmetro. Noutra perspetiva, na determinação da RE em reatores de leito fluidizado, é necessário ainda considerar que a quantidade de ar introduzida no reator deve, no mínimo, fluidizar o material do leito, e que a qualidade da fluidização é um dos parâmetros com maior influência na eficiência do processo de gasificação em leitos fluidizados [68].

Abdoulmoumine et al., [107] efetuaram a gasificação de pinheiro com ar num reator de LFB, com RE de 0.15, 0.25 e 0.35 à temperatura constante de 934°C , de forma a analisar os efeitos da RE na distribuição dos produtos de gasificação, nomeadamente na produção de gás seco, carbonizados, condensados líquidos e alcatrões (ver Figura 2.10). Assim, verificaram que o aumento da RE proporcionou uma menor produção de gás seco, carbonizados e alcatrões e um aumento na produção de condensados líquidos. A diminuição dos carbonizados é justificada pela maior oxidação destes produtos a gases (R2 e R3, secção 2.1), devido à maior quantidade de oxigénio. O aumento dos condensados líquidos deve-se, analogamente, à maior oxidação de H_2 a H_2O (R1, secção 2.1). A menor percentagem de gás seco com o aumento da RE consiste num resultado que causa alguma surpresa, sendo justificado por este autor pela maior oxidação de H_2 a H_2O . A diminuição da

concentração de alcatrões com o aumento da RE demonstra que a oxidação é consideravelmente eficiente na remoção deste composto.

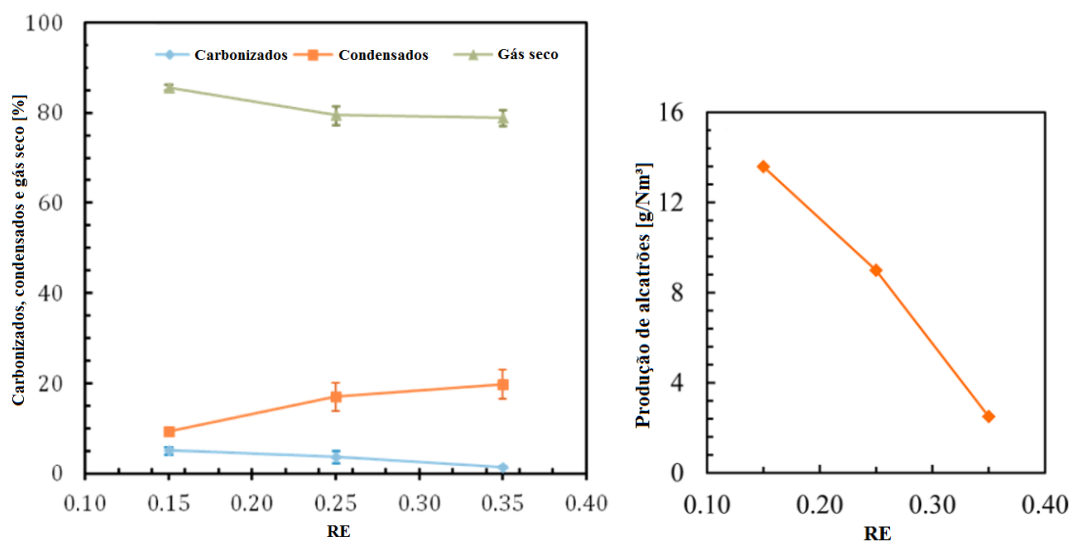


Figura 2.10 - Efeitos da RE (0.15, 0.25 e 0.35) na distribuição dos produtos de gasificação e na concentração de alcatrões no gás produzido [107]

2.4.4 TEMPERATURA

A temperatura é um dos parâmetros que mais influencia a composição do gás, a concentração de alcatrões, as taxas de reação e a deposição de cinzas [12]. Um aumento na temperatura favorece a ocorrência de reações endotérmicas, como Boudouard (R4, secção 2.1) e *water-gas* (R5, secção 2.1), e uma diminuição na ocorrência da reação de metanização (R6, secção 2.1) [52]. Isto é, com o aumento de temperatura, o gás produzido tenderá a conter conteúdos superiores de monóxido de carbono e hidrogénio e inferiores de metano e dióxido de carbono. No mesmo sentido, é demonstrado por diversos estudos que um aumento da temperatura favorece uma diminuição do conteúdo de alcatrões no gás produzido devido ao *cracking* térmico dos alcatrões e às reações de *reforming* com vapor [45], [108], [109]. Inclusive, vários investigadores reportam que uma injeção de ar secundário na freeboard permite aumentar a temperatura nesta zona e reduzir consideravelmente a quantidade de alcatrões no gás produzido [105], [110], [111]. Adicionalmente, a temperatura influencia a quantidade de voláteis libertados durante a fase de pirólise e a conversão de carbono aumenta com o aumento da fração de voláteis libertada [51].

Desta forma, visando obter um gás mais limpo, com superiores quantidades de monóxido de carbono e hidrogénio e, conseqüentemente, maior poder calorífico, parece lógico aumentar a temperatura o máximo possível. Contudo, este aumento proporcionaria diversos problemas no funcionamento do

reator devido à maior possibilidade de ocorrência de corrosão, fusão de cinzas, e desfluidização do leito. Por exemplo, tal como discutido na secção 2.4.1.1, a partir de certa temperatura, os metais alcalinos inorgânicos presentes na biomassa reagem com os materiais do leito provocando a sua aglomeração e consequente desfluidização. Desta forma, é necessário operar a baixas temperaturas para mitigar os efeitos negativos que possam surgir devido à fusão ou amolecimento de cinzas [65]. Denota-se assim a necessidade de ter um controlo extremo sobre a temperatura e de conhecer aprofundadamente os efeitos da sua variação. Importa salientar que a temperatura depende de diversos fatores como o tipo de combustível (humidade, poder calorífico, etc.), agente de gasificação, razão de equivalência, características de isolamento do reator e da existência de sistemas auxiliares de aquecimento.

Pode-se considerar que os problemas mais relevantes existentes num gasificador de leito fluidizado dependem da temperatura [22], e, como tal, é necessário determinar a temperatura ótima de operação não só de acordo com os custos associados ao aquecimento do reator mas também tendo em conta a ocorrência dos problemas operatórios referidos. Assim, usualmente a gasificação de biomassa opera no intervalo de 650-950°C na zona do leito, sendo que o limite inferior é determinado de forma a assegurar a conversão completa do carbono e o limite superior delimitado pela temperatura de fusão das cinzas [68].

Narvaez et al., [105] analisaram o efeito da temperatura na gasificação de biomassa com ar num LFB e compararam os seus resultados com outros autores. Entre as diversas conclusões realizadas, salienta-se a observação da diminuição dos alcatrões no gás produzido com o aumento da temperatura do leito (ver Figura 2.11). Estes resultados confirmam que o aumento da temperatura do leito contribui consideravelmente para a diminuição da concentração de alcatrões no gás produzido.

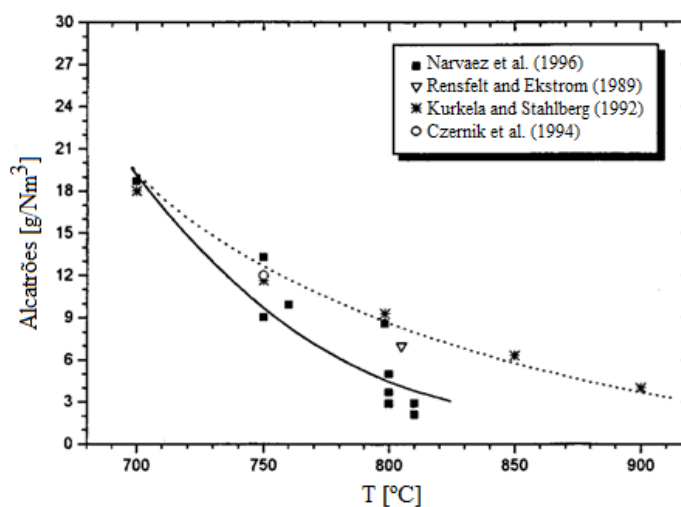


Figura 2.11 - Quantidade de alcatrões no gás produzido em relação à temperatura do leito [105]

2.4.5 PRESSÃO

Similarmente à temperatura, a pressão afeta a taxa de ocorrência de várias reações de gasificação e a sua variação influencia a composição do gás produzido. Contudo, este parâmetro tem um efeito contrário à temperatura, pois pressões altas tendem a favorecer a reação de metanização (R6, secção 2.1) e pressões baixas a favorecer reações endotérmicas, como Boudouard (R4, secção 2.1) ou *water-gas* (R5, secção 2.1) [52].

Balas et al., [112] analisaram o efeito da variação da pressão na gasificação com ar de biomassa, concluindo que o aumento deste parâmetro proporciona a produção de um gás com concentrações inferiores de H_2 e CO e menor poder calorífico, tal como, conteúdos superiores de CH_4 e CO_2 . Esta análise encontra-se em concordância com o expectável termodinamicamente pois o aumento da taxa de reação de metanização (R6, secção 2.1) justifica o aumento de CH_4 tal como parte da diminuição de H_2 , a diminuição da taxa de reação de Boudouard (R4, secção 2.1) justifica a diminuição de CO e o aumento de CO_2 e a diminuição da taxa de reação de *water-gas* (R5, secção 2.1) justifica parte da diminuição de H_2 e ainda o aumento dos condensados líquidos que não foram reportados na análise de Balas et al., [112]. Contrariamente, Bridgwater [113] considera que a composição e o poder calorífico do gás produzido não dependem significativamente da pressão existente no reator.

Noutra perspetiva, os reatores pressurizados (a pressões superiores) diminuem a quantidade de alcatrões no gás produzido e evitam a necessidade de posteriormente o comprimir para utilização em aplicações que necessitam de condições pressurizadas, como turbinas de gás ou processos de Fischer-Tropsch [7], evitando assim problemas técnicos e operacionais [7], [71] e compensando de certa forma o gás produzido com menor poder calorífico. Contudo, têm custos mais elevados e dificuldades acrescidas de projeto e operação [7], [22], [113]. Assim, o interesse na gasificação pressurizada surge quando é necessária a compressão prévia do gás [52], isto é, a gasificação de biomassa deve ser conduzida à pressão atmosférica ou de forma pressurizada de acordo com a aplicação a jusante ao qual o gás produzido será sujeito [12].

2.4.6 MATERIAIS DO LEITO

Outro parâmetro essencial nos reatores de leito fluidizado consiste nos materiais constituintes do leito. O leito deve ter a capacidade de transportar e armazenar o calor obtido através do pré-aquecimento do reator e da oxidação parcial da biomassa. Posteriormente, este calor é utilizado para suportar as reações endotérmicas de gasificação. Se os materiais apresentarem elevada capacidade de armazenamento de calor, pode até ser possível interromper a operação do gasificador e reiniciar

o seu funcionamento passado algumas horas sem ser necessário efetuar o pré-aquecimento do reator [68].

O material mais utilizado consiste em areia [7], devido à sua abundância e baixo custo. Contudo, esta tem tendência a reagir com os metais alcalinos presentes nas cinzas da biomassa, provocando a aglomeração e desfluidização do leito [114]. A utilização de diferentes materiais com diferente composição, porosidade e densidade pode contribuir significativamente para reduzir este problema [67]. Noutra perspetiva, a utilização de certos sólidos, especialmente aqueles que demonstrem propriedades catalíticas, pode provar-se benéfico através da alteração da composição do gás produzido e, mais especificamente, da remoção de alcatrões [92]. Materiais cataliticamente ativos permitem aproximar a composição do gás produzido da composição do gás de síntese através do aumento significativo da concentração de hidrogénio e da redução da concentração de metano [7]. Usualmente, utiliza-se catalisadores como dolomite e olivina para melhorar a qualidade do gás produzido e evitar a aglomeração do leito [67].

Relativamente ao conteúdo de alcatrões, é reconhecido que as reações de eliminação de alcatrões são cineticamente limitadas [44]. A taxa destas reações pode ser aumentada através da temperatura e/ou da utilização de um catalisador. Contudo, tal como discutido na secção 2.4.4, nem sempre é favorável aumentar a temperatura do processo de gasificação, ampliando-se deste modo o interesse na utilização de um catalisador. Por exemplo, as reações de reforma por vapor consistem numa das formas mais apropriada para a remoção de alcatrões, todavia, a cinética destas reações somente é satisfatória com temperaturas superiores a 1200°C [3]. A utilização de materiais catalisadores permite que estas reações de reforma removam os alcatrões a temperaturas inferiores e mais adequadas ao processo de gasificação [3].

Outra característica importante consiste na massa volúmica do material. Este parâmetro influencia a capacidade de mistura da biomassa no leito, e, conseqüentemente, as zonas em que ocorre a desvolatilização e as reações de gasificação e o comportamento durante a desfluidização. A massa volúmica da areia (~2600 kg/m³), que usualmente é bastante superior à massa volúmica da biomassa, pode impedir a mistura deste combustível no leito, quer imediatamente após a alimentação, quer posteriormente, através da sua segregação para a superfície [51]. Bocci et al., [1] afirma que para um gasificador de leito fluidizado ter uma boa mistura entre o combustível e o material do leito, a massa volúmica de ambos não deve ser muito diferente.

Pfeifer et al., [27] efetuou a gasificação de pellets de madeira com vapor num sistema duplo de leito fluidizado para analisar os efeitos da variação do material do leito na composição do gás produzido. Os resultados obtidos, apresentados na Tabela 2.8, permitem observar que a variação do material do

leito tem um efeito considerável na composição do gás. Variações semelhantes podem ser observadas noutros trabalhos [115], [116].

Tabela 2.8 - Composição do gás de acordo com o material do leito [27]

		Composição do gás [% v/v, bs]			
		H ₂	CO ₂	CO	CH ₄
Material do leito	Areia sílica	34.7	13.6	34.2	11.1
	Calcário	48.7	21.8	17.4	8.1
	Olivina	39.2	17.4	27.4	9.9
	Olivina Fe	33.4	27.1	24.6	9.4
	Olivina Ni	43.9	18.8	27.2	8.3

Noutro tipo de investigação, Makwana et al., [117] realizaram a gasificação de casca de arroz com ar num LFB, com e sem a adição de 20% m/m de dolomite. A adição do catalisador permitiu reduzir, em média, 41-46% do conteúdo de alcatrões e material particulado suspenso no gás produzido e aumentar em 1% a eficiência de conversão de carbono. Os restantes resultados obtidos por Makwana et al., [117] encontram-se representados na Tabela 2.9.

Tabela 2.9 - Efeito do catalisador na produção de gás e no PCS do gás produzido em duas razões de equivalência distintas [117]

RE	0.30	0.33	0.30	0.33	0.30	0.33
	Sem catalisador		Com catalisador		% Aumento	
Temperatura da chama [°C]	704	676	735	703	4.40	3.99
Produção de gás [m ³ /kg]	2.13	2.15	2.18	2.22	2.35	3.26
PCS [MJ/m ³]	3.99	3.81	4.15	3.87	3.94	1.76

3 DESCRIÇÃO DA INFRAESTRUTURA EXPERIMENTAL

A investigação proposta foi realizada numa instalação à escala piloto com um reator de leito fluidizado, localizada no Departamento do Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro. Entre várias funcionalidades, esta oferece condições para efetuar a gasificação de biomassa, determinar a composição do gás produzido em termos de CO, CO₂, H₂, N₂, CH₄ e C₂H₄ e efetuar a sua combustão.

A instalação é constituída por diversos sistemas, nomeadamente:

- Reativo
 - Alimentação de biomassa;
 - Alimentação de ar;
 - Refrigeração;
- Monitorização;
- Amostragem e análise de gases;
- Aquisição de dados;
- Combustão de gases de gasificação.

A esquematização da instalação encontra-se representada na Figura 3.1.

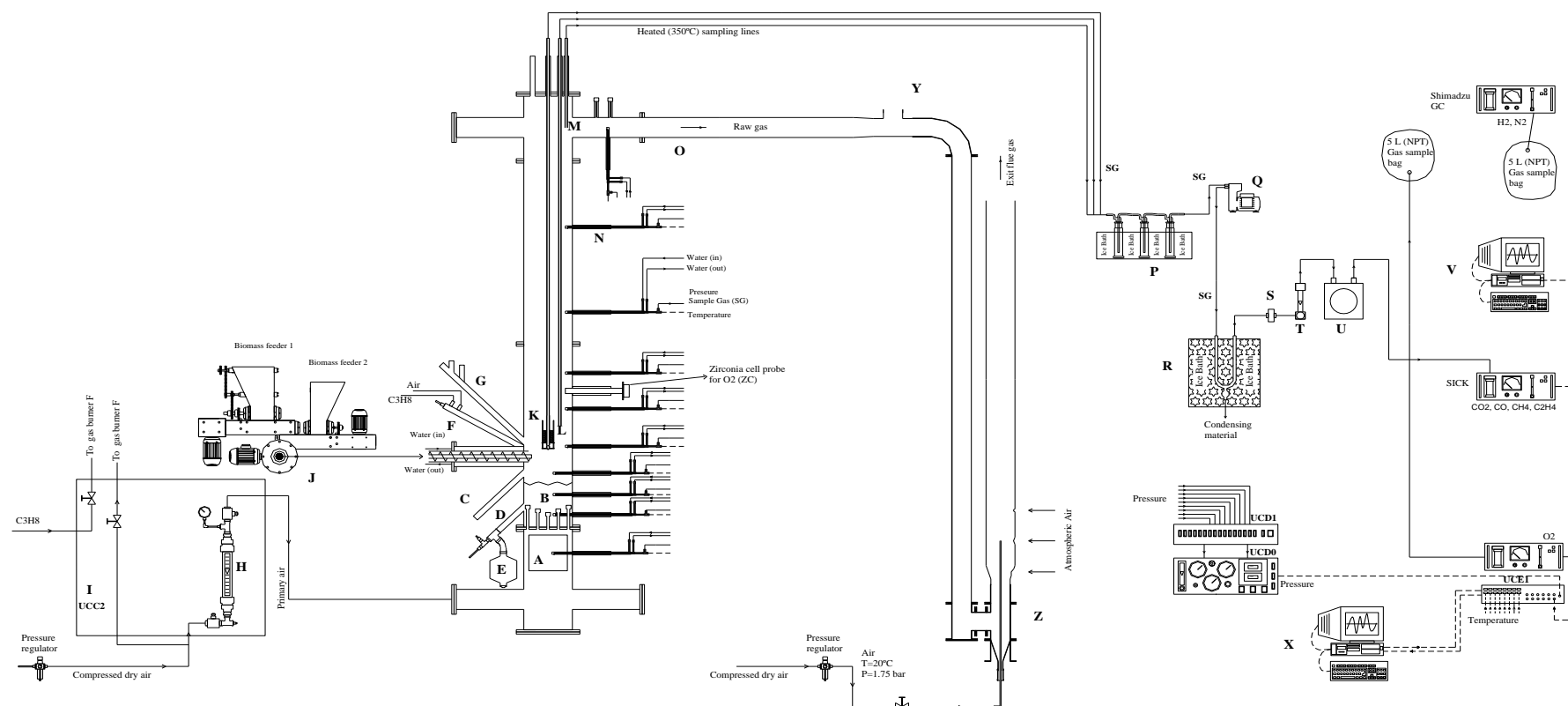


Figura 3.1 - Apresentação esquemática da instalação experimental de gasificação, com um reator LFB à escala piloto. Linha a tracejado – Circuito elétrico, Linha contínua – Circuito pneumático, A – Sistema de aquecimento de ar primário, B – Leito de areia, C – Nível de controlo de sólidos do leito, D – Descarga dos sólidos do leito, E – Silo para recolha dos sólidos do leito, F – Queimador a propano para pré-aquecimento, G – Zona de inspeção visual das condições da superfície do leito, H – Medidor de caudal de ar primário, I – Unidade de controlo e comando (UCC2), J – Sistema de alimentação de biomassa, K – Sonda para amostragem do gás através de um reator de leito fixo, L, M – Sondas de amostragem do gás, N – Sonda arrefecida para monitorização de temperatura e pressão, UCD0, UCD1, – Unidades de distribuição de gás e comando electropneumático, O – Exaustão, P – Unidade de condensação com borbulhadores para a remoção de humidade e outros gases condensáveis, Q – Bomba de amostragem gasosa, R – Unidade de condensação em U para remoção de humidade e outros gases condensáveis, S – Filtro para remoção de partículas/aerossóis, T – Rotâmetro, U – Contador de gás seco, O2 – Analisador *online* de gás para determinação da concentração de O₂, UCE1 – Unidade de controlo eletrónico, V – Computador para a aquisição de dados do analisador SICK, X – Computador para aquisição de informação e controlo do sistema, SICK – Analisador online de gás para determinação da concentração de CO, CO₂, CH₄ e C₂H₄, Shimadzu GC – Cromatógrafo para análise de gases, Y – Tubo de escape, Z – Queimador dos gases de gasificação, ZC – Sonda de zircónio para determinação da concentração de O₂ na *freeboard* do reator

3.1 SISTEMA REATIVO

O sistema reativo é constituído por um reator de LFB à escala piloto e por um conjunto de órgãos acessórios que permitem a operação do reator. O conjunto de órgãos acessórios inclui: a Unidade de Controlo e Comando 2 (UCC2) (I, Figura 3.1), que suporta o circuito elétrico de comando da operação do reator e o circuito pneumático de gases, a unidade auxiliar de arrefecimento de água e a unidade de alimentação de biomassa (J, Figura 3.1).

O reator, representado na Figura 3.2, apresenta 3 metros de altura, consistindo a câmara de gasificação (leito + *freeboard*) em 2.25 metros, 0.25 metros de diâmetro interno e uma potência entre 40 e 70 kWth (determinada com base na alimentação de biomassa). É termicamente isolado e construído em aço refratário (AISI 310 SS) que permite a resistência à corrosão e calor.



Figura 3.2 - LFB à escala piloto

O reator contém um distribuidor que permite a distribuição uniforme do ar na secção transversal do leito, tal como, o suporte para os materiais do leito. A distribuição uniforme do ar tem como objetivo evitar a ocorrência de problemas de aglomeração e desfluidização e a criação de pontos quentes. O distribuidor é constituído por 19 injetores, cada um dos quais com 3 orifícios de 1.25 mm de diâmetro, orientados no sentido perpendicular ao escoamento no reator. Para manter o nível do leito fluidizado constante, é possível controlar os sólidos no topo do leito (C, Figura 3.1) e efetuar a sua descarga (C e D, Figura 3.1) para um silo (E, Figura 3.1). O reator inclui ainda uma sonda de zircónio que permite a medição *in situ* do oxigénio (ZC, Figura 3.1), um conjunto de sondas que permitem a medição da temperatura e pressão e o arrefecimento do sistema (N, Figura 3.1), um queimador a propano para pré-aquecimento (F, Figura 3.1), um forno elétrico para aquecimento do ar primário (A, Figura 3.1) e uma zona de inspeção visual das condições da superfície do leito (G, Figura 3.1). A exaustão (O, Figura 3.1) encontra-se conectada, através de um tubo de escape (Y, Figura 3.1), a um queimador de gás que visa a combustão dos gases de gasificação (Z, Figura 3.1).

O controlo do sistema reativo é efetuado pela UCC2 que suporta o circuito elétrico de comando da operação do reator e o circuito pneumático dos gases. O circuito elétrico inclui o controlo do sistema de aquecimento de ar primário (A, Figura 3.1), do sistema de pré-aquecimento com gás propano (F, Figura 3.1) e respetivo queimador piloto, do sistema de alimentação de biomassa (J, Figura 3.1), do sistema de refrigeração primário e da alimentação do ar primário (ver Figura 3.1). O circuito pneumático de gases engloba o ar primário, o ar e o gás propano para o pré-aquecimento do reator e ainda o ar injetado no queimador de gás (Z, Figura 3.1), que é externo ao sistema reativo.

3.1.1 SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO

O sistema de alimentação (J, Figura 3.1) é composto por dois alimentadores, cada um constituído por um silo associado a um parafuso sem-fim, e um alimentador principal de biomassa que consiste num único parafuso sem-fim. Os parafusos sem-fim associados a cada silo permitem a alimentação de dois combustíveis distintos ao parafuso sem-fim principal, que posteriormente introduz o combustível misturado no reator. A introdução da biomassa é efetuada à superfície do leito (0.30 m acima do distribuidor de ar primário) pelo parafuso sem-fim principal, que contém um sistema de refrigeração que previne a pirólise e carbonização da biomassa na conduta de alimentação (ver secção 3.1.2). Num dos extremos de cada parafuso encontra-se acoplado um moto-redutor de velocidade, controlado de forma independente por um variador de frequência denominado Dinverter (traduz a frequência da alimentação AC desde 0 a 50). A calibração prévia do variador de frequência permite determinar o caudal de alimentação a que corresponde a indicação numérica do Dinverter, e, consequentemente, o estabelecimento do caudal mássico desejado (ver secção 4.1). O sistema de

alimentação encontra-se representado nas Figuras 3.3 e 3.4. Na Figura 3.4 são visíveis os agitadores instalados em cada silo que visam impedir a formação de abóbadas e contribuir para a existência de um caudal de alimentação uniforme.

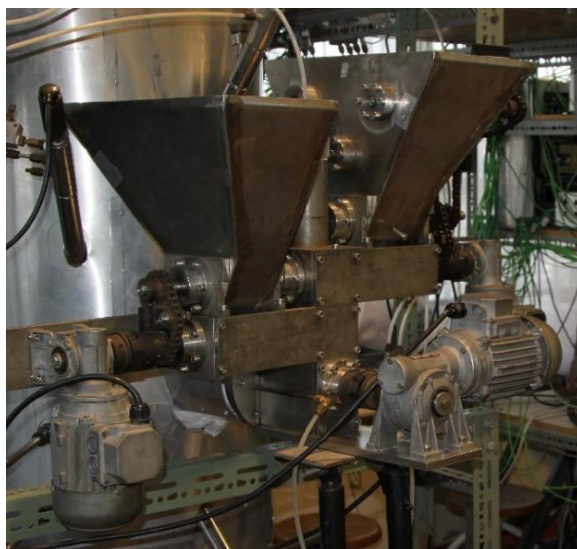


Figura 3.3 - Sistema de alimentação da instalação

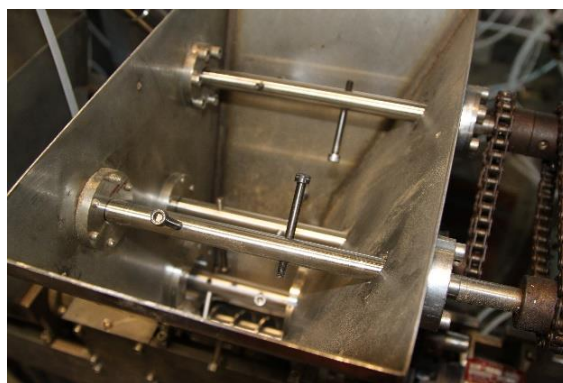
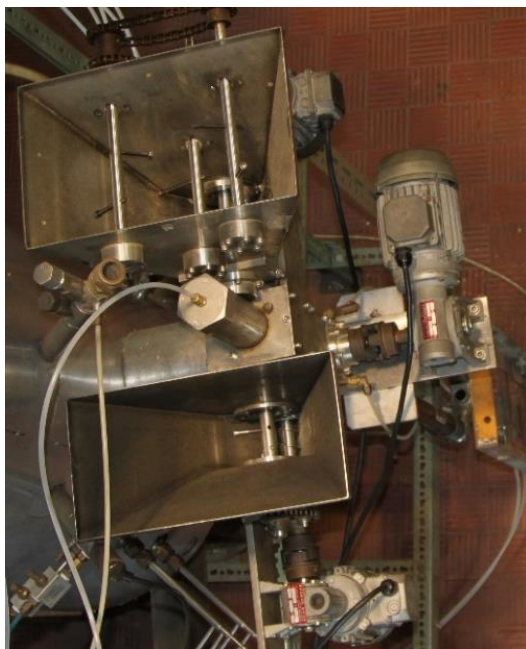


Figura 3.4 - Sistema de alimentação visualizado verticalmente com foco nos sistemas de agitação

3.1.2 SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO

O sistema de refrigeração é constituído por dois sistemas independentes. O sistema primário (ver Figura 3.5), controlado pela UCC2, consiste num depósito de água aberto à atmosfera com cerca de 100 litros, um reservatório com aproximadamente 125 litros, uma bomba de água controlada por pressostato, um depósito de amortecimento com 70 litros, uma torre de refrigeração (T, Figura 3.5) e um filtro para remoção de material particulado da água. A água arrefecida circula em circuito fechado, com um caudal de cerca de 0.5 L/min através de cada sonda [47], de modo a arrefecer as sondas inseridas no reator que vão agir como permutadores e consequentemente extrair calor. Especificamente, a temperatura do leito é controlada através de 8 sondas inseridas ao nível do leito. Importa salientar que o caudal de circulação é influenciado significativamente pelo estado das tubagens que compõem o circuito. Adicionalmente, é possível colocar um ventilador no topo da torre de refrigeração para aumentar a capacidade de refrigeração da água. Como medida de segurança, desenvolveu-se um sistema de válvulas que permite colocar a água da rede do edifício em carga no circuito, de forma a assegurar a circulação de água durante a ocorrência de problemas operatórios, como falhas de corrente elétrica e fugas no sistema, entre outros.

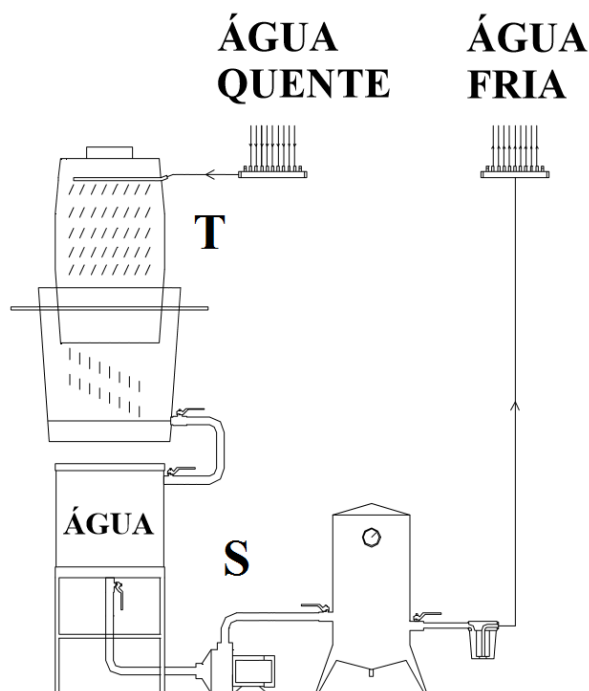


Figura 3.5 - Sistema de refrigeração primário, S- Sistema de bombagem da água de refrigeração, T - Torre de refrigeração [47]

O sistema secundário é controlado por um sistema exterior à instalação e inclui um reservatório de 60 litros, uma bomba controlada por pressostato, um depósito de amortecimento com 70 litros e um

filtro para remoção do material particulado da água. Este sistema é similar ao sistema primário e visa o arrefecimento do interior da conduta de alimentação de biomassa e da sonda de zircónio. Adicionalmente, na parte externa da conduta de alimentação encontra-se instalada uma serpentina de cobre que permite, se necessário, aumentar a capacidade de refrigeração através da circulação, com caudal ajustável, da água de rede do edifício. Optou-se pela criação destes sistemas para assegurar que a temperatura não atinge valores que proporcionem a pirólise da biomassa na conduta de alimentação ou o sobreaquecimento da sonda de zircónio.

3.1.3 SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE AR

O sistema de alimentação de ar é constituído por um compressor, um sistema desumidificador e regulador da pressão do ar (S, Figura 3.6), dois redutores de pressão e um rotâmetro Khrône KG2122 (H, Figura 3.1). O ar é fornecido pelo compressor e seco no sistema desumidificador, sendo inserido na parte inferior do leito (ar primário), no queimador a propano para pré-aquecimento (F, Figura 3.1) e no queimador de gás. Os dois redutores de pressão regulam a pressão de saída do ar. Antes de ser introduzido no reator, o ar primário pode ser aquecido através de um forno eléctrico (A, Figura 3.1). A regulação e medição do caudal de ar primário é efetuada na UCC2, através do rotâmetro Khrône KG2122 e de uma válvula ao qual se encontra conectado um manómetro que permite verificar a pressão existente na conduta. Os restantes caudais de ar são controlados através de válvulas.

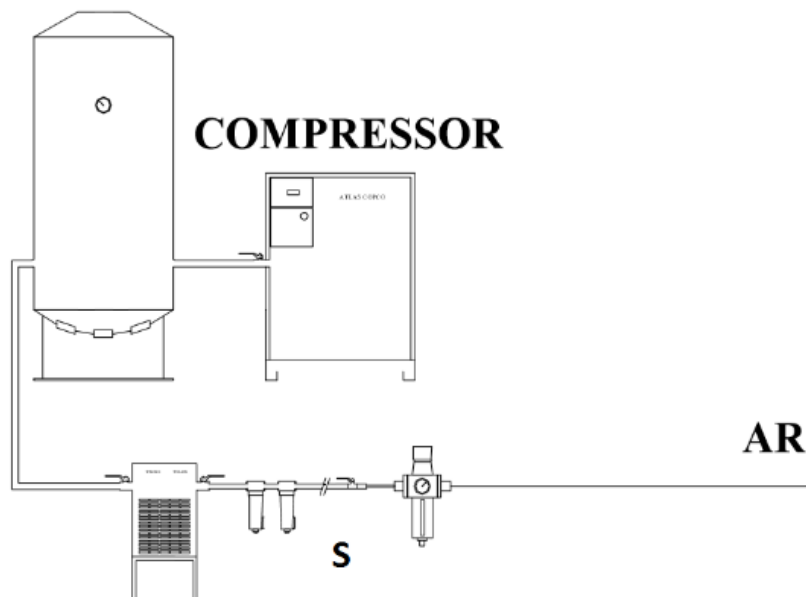


Figura 3.6 - Sistema de alimentação de ar. S- Sistema desumidificador e regulador da pressão do ar [47]

3.2 SISTEMA DE MONITORIZAÇÃO

O sistema de monitorização é composto por diversas sondas dispostas ao longo do reator (N, Figura 3.1), que permitem a medição de temperatura e pressão através de nove termopares e de um sensor de pressão, respetivamente, e uma sonda de zircónio para medição de oxigénio (ZC, Figura 3.1).

Os termopares utilizados na instalação são do tipo K (Ni-CrNi), embainhados numa manga com 3 mm de diâmetro e 520 mm de comprimento. Os termopares estão fisicamente ligados ao circuito eletrónico de multiplexagem instalado na UCE1 e a três dispositivos de monitorização de temperatura denominados Testo 176 T4. A informação relativa à pressão é recebida na UCD0, que se encontra conectada à UCD1, que, por sua vez, se encontra conectada à UCE1 (ver Figura 3.1). A UCE1 transmite os dados de pressão e temperatura para um computador fixo (X, Figura 3.1) com um *software* desenvolvido em plataforma MS-DOS que permite visualizar, de 1 em 1 segundo, a variação da temperatura e pressão ao longo do reator. A informação relativa à sonda de zircónio é recebida num *display* digital próprio e, caso necessário, pela UCE1. Dado que todos os dispositivos para além de receberem dados, funcionam como *display*, é possível efetuar a monitorização do processo de gasificação.

3.3 SISTEMA DE AMOSTRAGEM E ANÁLISE DE GASES

O sistema de amostragem e análise de gases é composto por duas linhas, isoladas termicamente e aquecidas a 300-350°C, três sondas para amostragem do gás na exaustão (M, Figura 3.1) e do gás acima da superfície do leito (K e L, Figura 3.1), dois sistemas de condensação para remoção de água e alcatrões (R e P, Figura 3.1), uma bomba (Q, Figura 3.1), um filtro para material particulado (S, Figura 3.1), um contador de gás seco (U, Figura 3.1), um rotâmetro (T, Figura 3.1), e três analisadores de composição de gás, nomeadamente:

- Um analisador *online* não dispersivo de infravermelhos de CO, CO₂, CH₄ e C₂H₄ (GMS-810 SICK);
- Um analisador paramagnético de O₂ (modelo ADC-700 com um módulo Servomex);
- Um cromatógrafo com detetor por condutividade térmica (TCD, Shimadzu GC 15A).

As linhas podem ser inseridas em três portos localizados no topo do reator (ver Figura 3.7 (a)) e dois portos localizados na exaustão. Nos portos do topo do reator, encontram-se instaladas sondas de AISI 316 SS com 8.7 mm de diâmetro interno que permitem a amostragem do gás na exaustão ou acima da superfície do leito (ver Figura 3.8). As sondas para amostragem acima da superfície do leito têm 230 cm de comprimento e a sonda para amostragem na exaustão 44 cm. Uma das sondas para

amostragem acima da superfície do leito contém um reator acoplado na extremidade inferior, que possibilita a introdução de materiais para estudos de efeitos catalíticos (K, Figura 3.1). O reator é constituído por aço refratário MA-253, tem 0,125m de altura e 0,054m de diâmetro interno (ver Figura 3.7 (b)). Ao efetuar a amostragem nessa sonda obriga-se o gás a passar pelos materiais, permitindo observar o seu efeito na composição do gás produzido e na concentração de alcatrões.

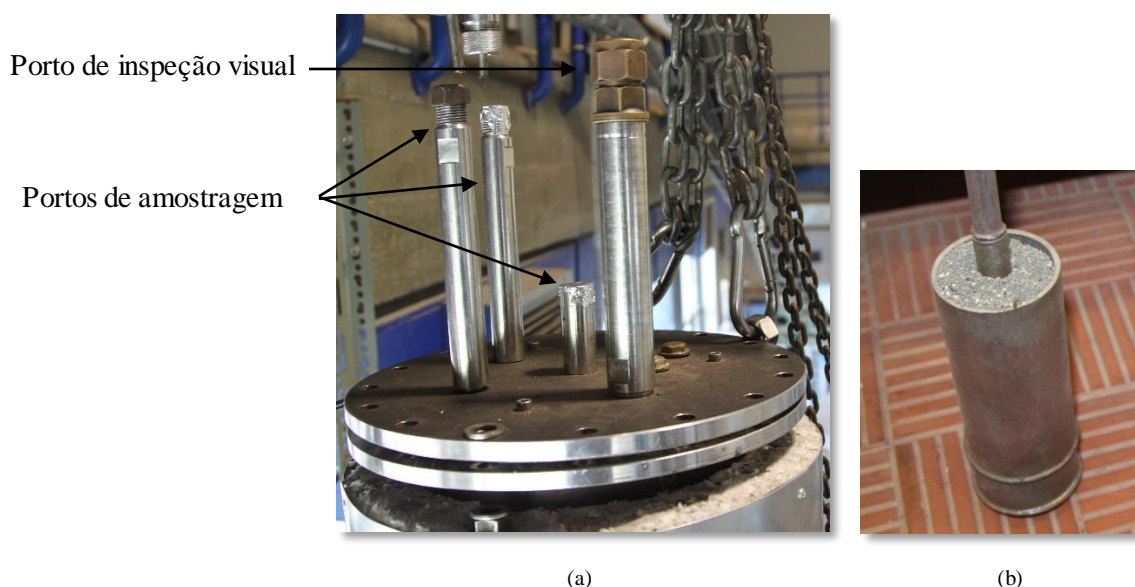


Figura 3.7 - (a) Portos de amostragem e porto de inspeção visual e (b) reator de leito fixo preenchido com cinzas



Figura 3.8 - Sondas AISI 316 SS para as diferentes amostragens do gás produzido

O aquecimento das linhas de amostragem é efetuado com base em resistências e controlado por um sistema independente que permite alterar a temperatura conforme desejado. O corpo das linhas encontra-se isolado termicamente para diminuir as perdas de calor e evitar a condensação de alcatrões. Pode ser colocado um sistema adicional de isolamento nos portos de amostragem (ver Figura 3.9) que visa evitar a perda de calor através deste equipamento e o seu consequente

arrefecimento. Adicionalmente, pode-se colocar um filtro de lã cerablanket na ponteira das linhas e/ou nas sondas de amostragem para realizar a filtração de partículas. As linhas estão conectadas a um sistema de condensação de 3 borbulhadores, que, por sua vez, se encontra conectado a uma bomba de amostragem de gases que envia o gás através de um segundo condensador, de um contador de gás seco, de um rotâmetro e de um filtro de partículas, para análise no analisador *online* SICK e para amostragem em sacos que posteriormente poderão ser analisados no cromatógrafo Shimadzu GC 15A.



Figura 3.9 - Isolamento instalado nos portos de amostragem

3.4 SISTEMA DE AQUISIÇÃO DE DADOS

A aquisição de dados é efetuada por 2 computadores, um que permite a receção da informação obtida pelo analisador SICK através do *software* SOPAS e da temperatura registada nos três teste 176 T4 através do *software* ComSoft Basic 5 SP5 (V, Figura 3.1) e um para aquisição dos dados de temperatura e pressão obtidos através do circuito eletrónico de multiplexagem instalado na UCE1 (X, Figura 3.1). O último funciona com um *software* próprio desenvolvido em plataforma MS-DOS.

3.5 SISTEMA DE COMBUSTÃO DOS GASES DE GASIFICAÇÃO

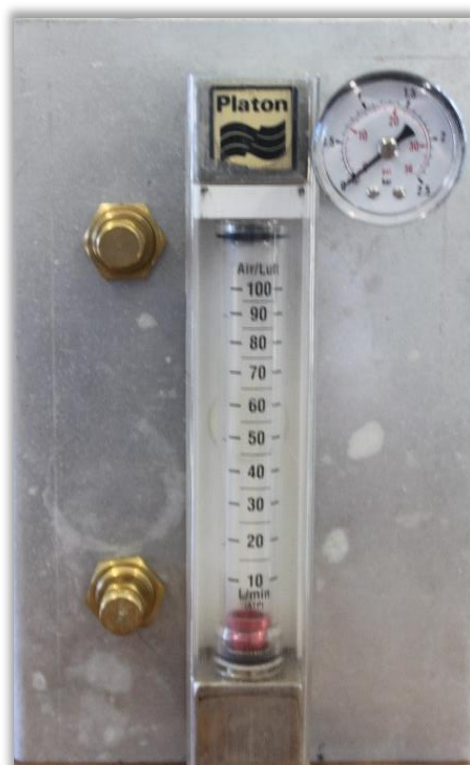
O sistema de combustão dos gases de gasificação (Z, Figura 3.1) é constituído por um queimador (ver Figura 3.10 (a)) que visa a eliminação dos poluentes presentes no gás produzido, que são perigosos para a saúde humana e para o ambiente, como CO, CH₄ e alcatrões. O queimador efetua a eliminação dos poluentes através da queima do gás, de modo a que este contenha maioritariamente CO₂ e H₂O e possa ser libertado na atmosfera de uma forma mais segura. Procura-se com este sistema a possibilidade de realizar experiências de gasificação de biomassa sem prejudicar a qualidade do ar exterior à instalação.

Após aspirar os gases de gasificação, o queimador obriga-os a passar por uma chama piloto para ocorrer a ignição da mistura combustível. A chama piloto é suportada num queimador externo sustentado a gás propano. O propano é providenciado diretamente de uma garrafa e regulado com recurso a uma válvula. Na parte inferior do queimador é injetado ar comprimido a 1.75 bar que permite a criação de vácuo, visando a sucção dos gases de gasificação produzidos para a zona de queima e a sua posterior libertação na atmosfera. A posição do injetor de ar é ajustável para que seja possível determinar o local que permite operar com maior estabilidade. Determinou-se que a injeção de ar comprimido representava somente cerca de 10% das necessidades estequiométricas de um gás típico de gasificação. Como tal, o queimador tem três aberturas circulares na parte superior que permitem a admissão de ar atmosférico para suportar e proporcionar a combustão completa do gás produzido. O caudal de ar introduzido pelo injetor e a pressão são controlados por um dispositivo que inclui um rotâmetro calibrado e um manómetro (ver Figura 3.10 (b)).

O queimador inicialmente conceptualizado revelava incapacidade para aspirar o gás, ocorrendo a sua libertação para a atmosfera através do tube de escape (Y, Figura 3.1) que permite a conexão entre o queimador de gás e a exaustão do reator. Assumiu-se que este problema se poderia dever à perda de carga causada por um cone de admissão instalado no queimador, que visava impedir problemas associados ao retorno de chama, e à perda de carga causada por um disco de estabilização da chama que visava aumentar a estabilidade do queimador. Procurou-se resolver este impedimento através de soluções como a alteração do diâmetro do injetor de ar, todavia, tal não surtiu efeitos. Assim, retirou-se o cone de admissão e o disco de estabilização. Para confirmar a estabilidade do sistema efetuaram-se diversas experiências, reduzindo/interrompendo a alimentação da biomassa, de forma a verificar se a chama retornava, contudo, verificou-se que a chama não retornava e o sistema apresentava capacidade para aspirar o gás. Atualmente, o queimador é operado sem disco de estabilização e sem cone de admissão e o tubo de escape encontra-se aberto como medida de segurança.



(a)



(b)

Figura 3.10 - (a) Queimador de gás em operação, com foco nas 3 aberturas circulares para admissão de ar atmosférico e
(b) sistema de controlo da pressão e do caudal de ar introduzido pelo injetor no queimador de gás

4 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A operação do reator de leito fluidizado decorre em três fases: a primeira (pré-aquecimento) em que a areia do leito é aquecida até uma temperatura que permite a autoignição da biomassa, a segunda, em que se inicia a alimentação da biomassa para combustão, de forma a atingir-se aproximadamente 800°C, e a terceira, em que se altera o caudal de alimentação para um regime de gasificação. Na última fase, a oxidação parcial da biomassa permite que o sistema seja autónomo, isto é, não necessite de sistemas exteriores de aquecimento auxiliar. Nesta fase o reator opera em regime auto-térmico com o leito entre os 700 e 850°C.

O pré-aquecimento é realizado pelo ar primário aquecido no forno elétrico (A, Figura 3.1) e pelo queimador a propano (F, Figura 3.1), demorando cerca de duas horas. A temperatura do forno elétrico e a pré-mistura propano/ar são controlados manualmente a partir da UCC2 (I, Figura 3.1): a primeira, mediante ajuste da temperatura no respetivo controlador (aproximadamente 400°C), e a segunda por ajuste manual das válvulas de regulação dos caudais de propano e do ar. A introdução de propano no reator ocorre somente durante a primeira fase de operação.

O carregamento da biomassa é realizado manualmente no topo dos silos de alimentação e de forma periódica para manter o sistema de agitação sempre coberto e contribuir para a existência de um caudal uniforme. O caudal de alimentação é inicialmente estabelecido através de retas de calibração, contudo, o caudal que foi efetivamente alimentado é determinado através do registo da biomassa consumida durante o tempo de operação. Para prevenir que o leito ultrapasse o nível da conduta de alimentação realiza-se, conforme necessário, a drenagem de material ao nível da superfície do leito (C, Figura 3.1). Caso ocorra a desfluidização do leito, interrompe-se a alimentação de biomassa e introduz-se uma maior quantidade de ar para aumentar a mistura do leito e quebrar os aglomerados e/ou drena-se parte do leito recorrendo aos dois sistemas de descarga (C e D, Figura 3.1) (ver Figura 4.1). Nas amostras drenadas, determina-se, em certos casos, o seu inventário de carbono. O conteúdo em carbono é determinado através do aquecimento da amostra, numa atmosfera controlada, a 550°C \pm 10°C durante 2 horas. Posteriormente considera-se que todo o material que volatiliza, durante esse período de tempo, corresponde a espécies de carbono.

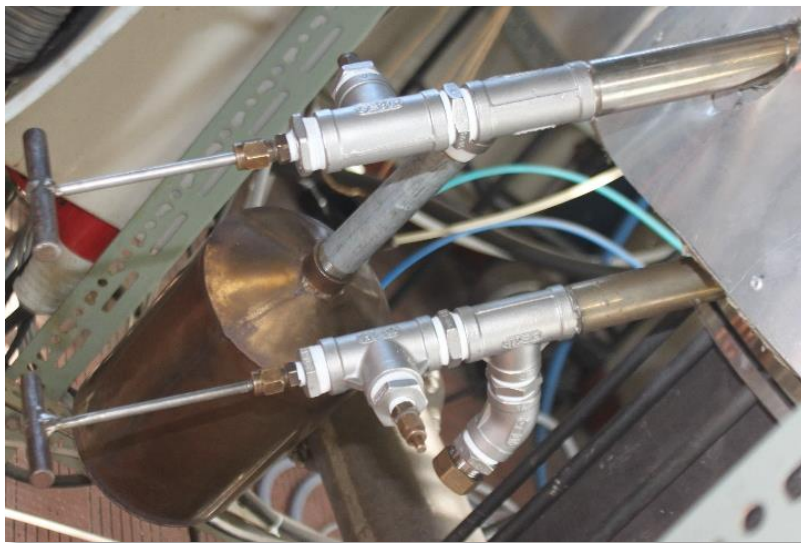


Figura 4.1 - Sistemas de descarga do leito

O caudal de ar primário introduzido no reator consiste em 200 L/min (PTN) de forma a garantir uma velocidade superficial do gás cerca de três vezes superior à velocidade mínima de fluidização [47]. Assim, dependendo da temperatura do leito, a operação do reator decorre com uma velocidade superficial de aproximadamente 0.28 a 0.30 m/s, permitindo o estabelecimento de um regime borbulhante. O caudal é mantido constante para garantir que não ocorre a alteração da hidrodinâmica do reator. Dado que o caudal de ar é pré-estabelecido e constante, a RE é controlada através do ajuste do caudal mássico de biomassa.

Por sua vez, a temperatura do leito é continuamente monitorizada e controlada através das 8 sondas móveis arrefecidas pelo sistema de refrigeração, que se encontram imersas no leito; “a mobilidade das sondas permite variar a área exposta no leito para transferência de calor, o que torna possível cobrir uma gama de 150°C. O ajuste da posição das sondas é uma operação delicada uma vez que todo o processo é manual. O correto posicionamento das sondas para manutenção de uma dada temperatura do leito é resultado da experiência de operação; por forma a manter uma uniformidade de temperatura no leito, procede-se de modo a que todas as sondas apresentem a mesma área de exposição no interior do leito” [47]. O funcionamento adequado do sistema de refrigeração primário e secundário é assegurado através da pressurização dos depósitos de amortecimento, entre 2 e 4 bars. Isto é, os sistemas funcionam ciclicamente: a bombagem de água para o depósito é iniciada aos 2 bars, sendo interrompida quando o depósito atinge os 4 bars; quando se atinge novamente os 2 bars, a bombagem é reiniciada.

O gás produzido é amostrado na exaustão do reator (M, Figura 3.1) e acima da superfície do leito (L e K, Figura 3.1), através das duas linhas aquecidas a 300-350°C, e depois arrefecido num conjunto

de 3 borbulhadores em série imersos num banho de água líquida em equilíbrio com gelo (P, Figura 3.1), para a remoção de água e alcatrões. Seguidamente o gás é encaminhado para uma bomba de amostragem (Q, Figura 3.1), passando por um novo sistema de condensação com dois tubos em U mergulhados em gelo e água líquida (R, Figura 3.1), que permite a remoção de condensáveis residuais presentes no gás devido à compressão da bomba, um rotâmetro que permite determinar o caudal de gás amostrado (T, Figura 3.1), um contador de gás seco para determinar o volume total amostrado (U, Figura 3.1) e por um filtro (S, Figura 3.1) que visa a remoção de matéria particulada. Usualmente coloca-se um *plug* de algodão nos tubos de borracha que conectam os borbulhadores, para forçar a aglomeração de alcatrões e facilitar a sua condensação. Dada a existência de somente duas linhas aquecidas para três locais de análise varia-se a localização das sondas conforme pretendido. O efeito catalítico dos materiais na composição do gás é avaliado através da comparação entre a composição do gás ao passar no leito fixo (K, Figura 3.1) e sem passar o leito fixo (L, Figura 3.1). Nas experiências efetuadas, o material introduzido no reator consistiu em cinzas de fundo obtidas num leito fluidizado industrial de combustão de biomassa residual florestal.

Após condicionamento do gás, este segue para um analisador *online* (GMS-810 SICK) e é amostrado em sacos *flexfoil*. Os sacos são posteriormente analisados num cromatógrafo (Shimadzu GC 15A) para determinação da concentração de H_2 e N_2 . O analisador SICK é utilizado para determinar as concentrações de CO , CO_2 , CH_4 e C_2H_4 . A amostragem em sacos é iniciada quando são atingidas condições estáveis de gasificação, isto é, quando não se verificam alterações significativas na temperatura do leito ou na composição do gás produzido.

4.1 MATERIAIS E MÉTODOS

Em cada experiência de gasificação (EG) efetuou-se a identificação e caracterização de diversas condições de operação, nomeadamente, o caudal de alimentação, a RE, a temperatura ao longo do reator e a composição do gás seco produzido (CO , CO_2 , CH_4 , C_2H_4 , N_2 e H_2). Adicionalmente, determinou-se o poder calorífico inferior do gás seco e a sua produção específica e caracterizaram-se indicadores de eficiência do reator, como a eficiência do gás arrefecido e a eficiência de conversão de carbono. A relação destes parâmetros com as condições operatórias foi determinada de forma a identificar as condições que permitiram a produção do gás com melhor qualidade e a execução de experiências de gasificação com uma maior produção específica de gás e uma maior eficiência do gás arrefecido e eficiência de conversão de carbono (ver secção 5.2 e 5.3).

A biomassa utilizada nas experiências de gasificação consistiu em pellets de madeira, comercializados pela empresa Pinewells, S.A., e dois tipos de biomassa resultantes do destocamento/trituração de biomassa florestal residual derivada de eucalipto (tipo A e tipo B). No

âmbito desta dissertação, estes tipos de biomassa foram denominados por destroçado de eucalipto A e destroçado de eucalipto B. O destroçado de eucalipto A resultou de atividades de abate de eucalipto e foi destroçado por um triturador (Caravaggi bio 100) e seco em condições atmosféricas. O destroçado de eucalipto B consiste num subproduto resultante dos processos de produção de estilha de eucalipto no âmbito da indústria de produção de pasta e papel e a sua secagem foi efetuada em condições atmosféricas com duas extensões diferentes. Assim, denomina-se por B1 o destroçado de eucalipto com a secagem mais curta e B2 com a secagem mais extensa. Os diferentes destroçados de eucalipto foram crivados de forma a conterem maioritariamente partículas de dimensão inferior a 5mm.

A biomassa foi caracterizada em termos de humidade, matéria volátil e cinzas de acordo com as normas CEN/TS [118]–[120]. A composição química (CHNS) foi obtida por análise num laboratório exterior. O PCI do destroçado de eucalipto A e dos pellets de madeira foi determinado experimentalmente noutros trabalhos. O PCI do destroçado de eucalipto B foi obtido com base no PCS determinado através da correlação elaborada por Parikh et al., em [121]. Esta correlação consiste numa expressão matemática que permite determinar o PCS a partir da análise próxima de combustíveis sólidos. Estes dados encontram-se sintetizados na Tabela 4.1 e o aspeto macroscópico dos diferentes tipos de biomassa utilizados é visível na Figura 4.2.

Tabela 4.1- Composição dos pellets de madeira e eucalipto utilizados nas experiências de gasificação

	Destroçado de eucalipto A	Destroçado de eucalipto B	Pellets de madeira
Análise próxima	B1	B2	
Humidade (% m/m, btq)	11.8	32.5 11.4	4.6
Matéria volátil (% m/m, bs)	80.5	77.3	82.3
Carbono fixo (% m/m, bs) (por diferença)	16.6	21.5	17.4
Cinzas (% m/m, bs)	2.9	1.2	0.3
Análise elementar (% m/m, bs)			
C	45.85	49.07	47.50
H	6.13	6.45	6.20
N	0.35	0.07	0.09
S	nd	nd	nd
O (por diferença)	44.80	43.22	45.89
Poder calorífico inferior [MJ/kg] (bs)	17.6	18.3	18.0

nd – não determinado, inferior ao limite de deteção (100 ppm m/m)



Figura 4.2 - Aspeto macroscópico de (a) pellets de madeira, (b) destroçado de eucalipto A e (c) destroçado de eucalipto B, sobre papel milimétrico

Nas experiências de gasificação efetuadas com os diferentes tipos de destroçado de eucalipto a amostragem do gás foi efetuada somente na exaustão; por sua vez, nos ensaios efetuados com pellets de madeira, a amostragem foi efetuada na exaustão e acima da superfície do leito. A amostragem na exaustão (E) foi realizada de uma única forma, ao passo que, acima da superfície do leito, a amostragem foi efetuada de duas formas distintas: sem atravessar o leito fixo de cinzas (SL) e ao atravessar o leito fixo de cinzas (SLR).

Na secção dos resultados a concentração apresentada para cada espécie de carbono consistiu numa média das concentrações analisadas no espaço de tempo em que se realizou a amostragem para os sacos *flexfoil*. Por sua vez, as concentrações de hidrogénio e nitrogénio foram determinadas no gás amostrado para os sacos *flexfoil*, representando assim uma concentração típica dessas espécies durante esse espaço de tempo.

Previamente às EG's, dado que o caudal de alimentação varia com as características físicas do combustível, realizaram-se diversas experiências com motores de diferente capacidade e parafusos sem-fim com veios de maior ou menor dimensão, utilizando os pellets de madeira e os diferentes

destroçados de eucalipto, para a obtenção de retas de calibração que permitissem operar dentro da gama de caudais desejados (ver Figuras 4.3, 4.4 e 4.5). Foi observado que o caudal mássico é condicionado pela velocidade de rotação dos parafusos sem-fim de acordo com o padrão linear representado na equação 1. Nas Figuras 4.3, 4.4 e 4.5 encontram-se também representados os caudais de alimentação de biomassa registados nas diferentes EG's efetuadas, que serão abordadas no capítulo 5.

$$Q \left[\frac{\text{kg biomassa}}{\text{h}} \right] = a_0 + a_1 F(\text{ind}) \quad (\text{Equação 1})$$

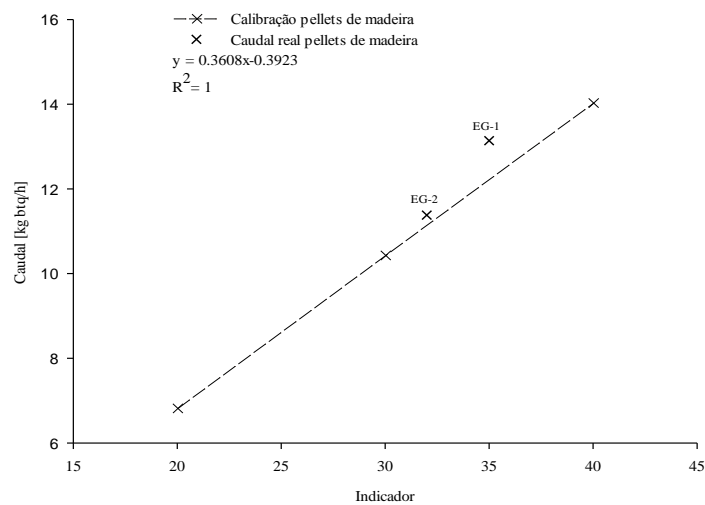


Figura 4.3 - Calibração do motor de 0.18 kW com redução 1:50 e parafuso de veio maior e valores de caudal real referentes às experiências efetuadas com pellets de madeira

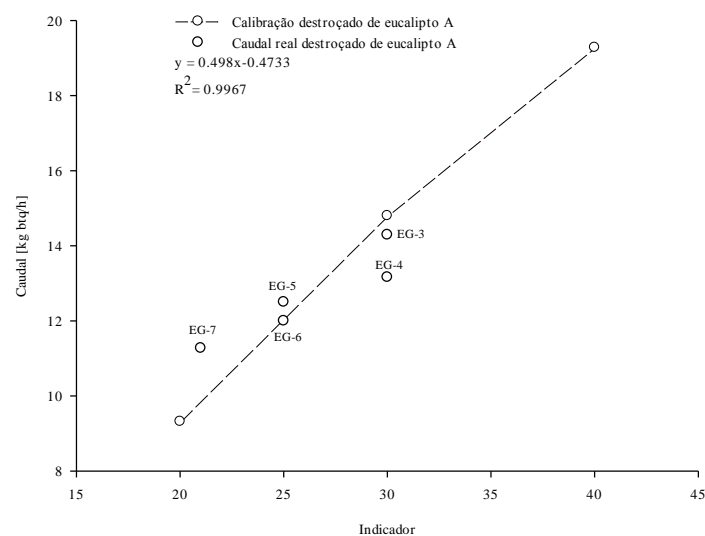


Figura 4.4 - Calibração do motor de 0.18 kW com redução 1:20 e parafuso de veio menor e valores de caudal real referentes às experiências efetuadas com destroçado de eucalipto A

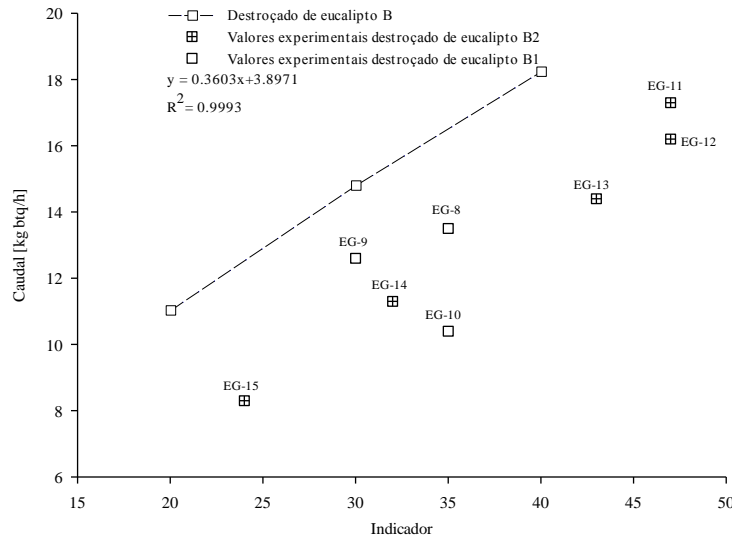


Figura 4.5 - Calibração do motor de 0.18 kW com redução 1:20 e parafuso de veio menor e valores de caudal real referentes às experiências efetuadas com destroçado de eucalipto B1 e B2

Por sua vez, a calibração do rotâmetro Khrône KG2112, utilizado para controlo do caudal de ar primário, foi efetuada em trabalhos anteriores [122]. A variação do caudal é condicionada pelo padrão linear representado na equação 2, em que h é a posição do flutuador na escala do rotâmetro e Q_v é o caudal volumétrico definido nas condições de calibração. A calibração é referente a ar atmosférico e as condições consistiram em $P=0,8$ bar e $T=20^\circ\text{C}$.

$$Q_v \left[\frac{\text{L}}{\text{min}} \right] = 19.32 + 1.833h \quad (\text{Equação 2})$$

Relativamente ao material utilizado para constituir o leito do reator, este consistiu numa areia adquirida através das Industrias Mineiras do Mondego. A indústria denomina o produto por IMOSA-GS1 e refere que é resultante de uma areia natural, extraída de uma grande jazida abaixo do nível freático mediante um processo de dragagem com posterior lavagem, classificação e secagem. A distribuição granulométrica da areia é determinada com recurso a crivos de diferentes tamanhos (ver Figura 4.6). A areia é separada de forma a conter maioritariamente partículas com granulometria entre os 355 e 1000 μm , isto é, a fração mais fina e grosseira é removida. O leito é carregado até apresentar uma altura de 0.23 m acima do distribuidor.

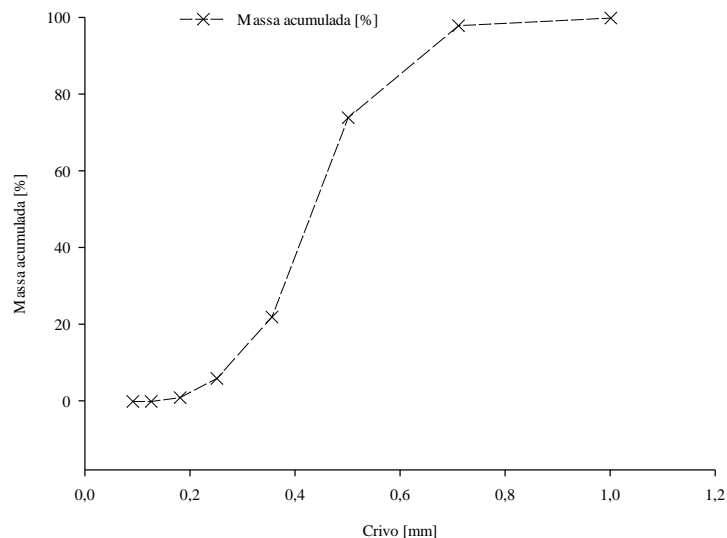


Figura 4.6 - Distribuição granulométrica da IMOSA GS-1

4.2 MANUTENÇÃO

Após a realização de cada experiência de gasificação procede-se à manutenção do sistema reativo e do queimador de gás. Esta tarefa visa manter condições adequadas para a operação da instalação e divide-se em 3 fases principais:

- Verificação e manutenção do estado de funcionamento das sondas e outros equipamentos;
- Limpeza/recolha do material volante acumulado no reator, no queimador de gás e nas sondas;
- Drenagem e substituição do leito.

As sondas de arrefecimento do leito são retiradas do reator e limpas com recurso a uma escova de aço e cetona. Posteriormente, é averiguado o estado dos filtros de cerablanket colocados na extremidade das sondas e efetuada a sua substituição, se necessário. A manutenção das sondas utilizadas para monitorização da temperatura e pressão (N, Figura 3.1) é efetuada de modo análogo, acrescentando-se a verificação do estado de funcionamento dos termopares instalados e respetiva substituição. As sondas para amostragem na exaustão (M, Figura 3.1) e acima da superfície do leito (K e L, Figura 3.1) são submetidas a um processo de limpeza semelhante com a escova de aço e cetona. Adicionalmente, realiza-se a limpeza dos sistemas de descarga, da sonda de zircónio, das linhas aquecidas a 300-350°C e dos filtros de água instalados nos sistemas de refrigeração. Visando evitar a colmatção das linhas aquecidas com alcatrões e outros materiais, efetua-se a sua limpeza

purgando-as com ar enquanto se encontram a 300-350°C, ou seja, logo após a execução das experiências de gasificação.

Para a limpeza da exaustão do reator e do queimador de gás utiliza-se ar comprimido. Por sua vez, o corpo do reator é limpo utilizando uma escova de 230cm de comprimento. A recolha do material acumulado é efetuada em duas secções da exaustão do reator, na parte inferior do queimador de gás, no leito fixo acoplado à sonda de amostragem e noutros locais que revelem interesse, como o corpo do reator. Posteriormente, no âmbito de outros trabalhos, efetua-se a determinação da composição química e do conteúdo em inqueimados do material recolhido.

A existência de cinzas em grande parte do leito invalida a sua reutilização. Assim, o leito usualmente é drenado até restar somente 20-30% da sua massa inicial, ou seja, até serem visíveis todos os injetores de ar. O material drenado é armazenado, retirando-se amostras que são submetidas a processos de análise idênticos aos aplicados ao material volante. Posteriormente, criva-se areia entre 355-1000 µm e recarrega-se o leito até este se encontrar 0.23 m acima do distribuidor.

Para além da manutenção e limpeza do reator, procede-se ainda à limpeza dos sacos *flexfoil* utilizados para amostragem do gás produzido. Assim, efetua-se a descarga do gás através do analisador de O₂ ADC-700, de forma a averiguar se existem entradas de ar no saco, e, posteriormente, purga-se o saco com gás hélio. Para assegurar que o saco se encontra limpo, analisa-se novamente o seu conteúdo no cromatógrafo Shimadzu GC 15A.

4.3 METODOLOGIA DE CÁLCULO

Nesta secção apresentam-se as metodologias de cálculo utilizadas para a determinação de alguns parâmetros operatórios com considerável influência no processo de gasificação e de alguns indicadores da qualidade do gás produzido e da eficiência do gasificador.

4.3.1 CAUDAL DE BIOMASSA

A determinação do caudal de biomassa a introduzir no reator é efetuada através da equação 6. O caudal de ar fornecido consiste num valor imposto (200 L PTN/min), determinado de forma a proporcionar um regime de fluidização borbulhante. A necessidade de ar estequiométrico é obtida através das equações 3 e 4 e a RE consiste num valor pré-estabelecido.

$$W_s = 32 \left(\sum \left(Y_{s,j} \frac{W_{iR}}{M_j} \right) - \frac{W_{OR}}{M_{O_2}} \right) \quad (\text{Equação 3})$$

j = elemento químico (C,H)

$$W_{sA} = W_s \times \left(1 + 3.76 \frac{M_{N_2}}{M_{O_2}} + 7.66 W_{VA} \frac{M_{H_2O}}{M_{O_2}}\right) \quad (\text{Equação 4})$$

$$RE = \frac{\dot{m}_{Ar \text{ fornecido}}}{\dot{m}_{Ar \text{ estequiométrico}}} \quad (\text{Equação 5})$$

$$\dot{m}_{biomassa \text{ bs}} = \frac{\dot{m}_{Ar \text{ estequiométrico}}}{W_{sA}} \quad (\text{Equação 6})$$

Ao impor a RE, dado que o caudal de ar fornecido é constante, é possível determinar o caudal de ar estequiométrico e consequentemente o caudal de biomassa a introduzir no reator.

4.3.2 PODER CALORÍFICO INFERIOR DO GÁS SECO

O PCI do gás seco é estimado com base nas concentrações analisadas das espécies combustíveis com maior abundância no gás (CO , CH_4 , C_2H_4 e H_2) e com os respetivos valores de PCI. O PCI de cada espécie gasosa é referido na literatura [123] e o PCI da mistura gasosa é calculado da seguinte forma:

$$PCI_m = \frac{\sum y_{k-\text{gás}} M_k PCI_k}{\sum y_{k-\text{gás}} M_k} \quad (\text{Equação 7})$$

k = espécie química (CO , CH_4 , H_2 , C_2H_4)

Tabela 4.2 - Poder calorífico inferior de algumas espécies químicas [123]

PCI [MJ/kg]			
CO	CH ₄	H ₂	C ₂ H ₄
10.1	50.2	120.4	47.3

Posteriormente, o PCI do gás seco é transformado em MJ/Nm^3 através da equação dos gases perfeitos.

4.3.3 CAUDAL VOLUMÉTRICO DE GÁS SECO (G_v)

Para estimar G_v efetua-se um balanço mássico ao nitrogénio, que consiste num gás que à temperatura de operação do reator não tende a sofrer transformações e, como tal, para efeitos deste cálculo se considera inerte. Assim, considerando que todo o N introduzido no reator, através da biomassa (que é praticamente insignificante) e do ar, estará presente no gás produzido na forma de N_2 (Equação 9, 10 e 11), determina-se o caudal molar de gás produzido (Equação 12), que é prontamente convertível a caudal volumétrico (G_v) através da equação dos gases perfeitos.

$$qm_{N-N_2} = y_{N_2-gás} M_N u_{N-N_2} \quad (\text{Equação 8})$$

$$\dot{m}_{N-ar} = G_{n_{ar}} y_{N_2-ar} M_N u_{N-N_2} \quad (\text{Equação 9})$$

$$\dot{m}_{N-biomassa} = w_{NR} \dot{m}_{biomassa\ bs} \quad (\text{Equação 10})$$

$$\dot{m}_{N-gás} = \dot{m}_{N-biomassa} + \dot{m}_{N-ar} \quad (\text{Equação 11})$$

$$G_{n_{gás\ seco}} = \frac{\dot{m}_{N-gás}}{qm_{N-N_2}} \quad (\text{Equação 12})$$

4.3.4 PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE GÁS SECO ($Y_{GÁS}$)

A produção específica de gás é determinada com base no caudal volumétrico obtido pelo balanço mássico ao nitrogénio e com o caudal mássico de biomassa introduzido no reator (Equação 13).

$$Y_{gás} = \frac{G_v}{\dot{m}_{biomassa\ bs}} \quad (\text{Equação 13})$$

4.3.5 EFICIÊNCIA DE GÁS ARREFECIDO (EGA)

A EGA é utilizada para avaliar o desempenho do processo de gasificação. É definida como sendo a razão entre a energia química presente no gás produzido e a energia química do combustível alimentado [124]. É denominada eficiência do gás arrefecido pois não considera o calor sensível do gás [124]. Assim, esta eficiência é normalmente referida em aplicações em que o gás é arrefecido até à temperatura ambiente e os alcatrões removidos. Para a sua determinação aplicou-se a equação 14.

$$EGA [\%] = \frac{G_v PCI_v}{\dot{m}_{biomassa\ bs} PCI_{biomassa\ bs}} \quad (\text{Equação 14})$$

4.3.6 EFICIÊNCIA DE CONVERSÃO DE CARBONO (ECC)

Esta eficiência é definida como a razão entre a massa de carbono presente nos gases de gasificação e a massa de carbono presente no combustível sólido. Desta forma, reflete a fração de carbono do combustível sólido que foi convertida para produtos gasosos contendo carbono.

Para a determinação da ECC, considerou-se que a totalidade de carbono no gás se encontra na forma de CO₂, CO, CH₄ e C₂H₄. Assim, determina-se a quantidade de carbono no gás produzido de acordo com a equação 15. Seguidamente, obtém-se a eficiência de conversão de carbono pela equação 16.

$$qm_C = qm_{C-CO_2} + qm_{C-CH_4} + qm_{C-C_2H_4} + qm_{C-CO} \quad (\text{Equação 15})$$

$$ECC [\%] = \left(1 - \frac{w_{CR} - (qm_C \times \frac{Gn_{gás\ seco}}{m_{biomassa\ bs}})}{w_{CR}}\right) \times 100 \quad (\text{Equação 16})$$

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados apresentados neste capítulo incluem informação sobre diversos aspetos de operação, como o caudal de alimentação e RE empregues, funcionamento do reator de LFB à escala piloto, perfil de temperatura vertical ao longo do reator, perfil de temperatura em diversos locais do reator ao longo do tempo, composição do gás produzido (CO_2 , CO , C_2H_4 , CH_4 , H_2 , N_2) durante as diferentes experiências de gasificação (EG's), parâmetros relacionados com a eficiência do processo de gasificação e qualidade do gás (PCI, $Y_{\text{gás}}$, EGA e ECC), conteúdo de carbono no leito, condições de aglomeração/desfluidização e funcionamento do queimador de gás. Adicionalmente, efetua-se uma comparação com alguns resultados reportados na literatura sobre gasificação de biomassa em reatores de LFB, e, em menor extensão, noutro tipo de reatores, e analisa-se a influência do leito fixo de cinzas instalado acima da superfície do leito fluidizado do reator.

Foram efetuadas um total de 15 EG's diferenciadas pelo tipo de biomassa utilizada, caudal de alimentação, RE e temperatura média do leito (ver Tabela 5.1). Nas EG's efetuadas com eucalipto a amostragem foi efetuada somente na exaustão (E), ao passo que, nas EG's efetuadas com pellets a amostragem foi efetuada na exaustão e acima da superfície do leito (SL e SLR). Nas secções seguintes os resultados são referidos em relação às amostragens efetuadas na exaustão, sendo que as amostragens efetuadas acima da superfície do leito visam apenas avaliar o efeito do leito fixo de cinzas (ver secção 5.5). Os períodos das diferentes amostragens são especificados no anexo A.

Tabela 5.1 - Condições de operação das experiências de gasificação

	EG-1	EG-2	EG-3	EG-4	EG-5	EG-6	EG-7	EG-8	EG-9	EG-10	EG-11	EG-12	EG-13	EG-14	EG-15
Biomassa	Pellets de madeira	Pellets de madeira	Eucalipto A	Eucalipto A	Eucalipto A	Eucalipto A	Eucalipto A	Eucalipto B1	Eucalipto B1	Eucalipto B1	Eucalipto B2	Eucalipto B2	Eucalipto B2	Eucalipto B2	Eucalipto B2
Caudal de biomassa [kg btq/h]	13.1	11.4	14.3	13.2	12.6	12.0	11.3	13.5	12.6	10.4	17.3	16.2	14.4	11.3	8.3
RE	0.21	0.25	0.22	0.24	0.25	0.26	0.28	0.28	0.30	0.36	0.17	0.18	0.20	0.25	0.35
Temperatura média do leito [°C]	814	854	804	798	812	810	818	706	714	700	736	709	719	800	813

5.1 PERFIS DE TEMPERATURA

A temperatura consiste num parâmetro fundamental do processo de gasificação. A análise da evolução da temperatura é essencial para avaliar o estado de funcionamento do reator e identificar as condições operatórias que permitem produzir um gás de boa qualidade. Nesta secção dos resultados apresentam-se e analisam-se os perfis de temperatura ao longo do tempo e ao longo do reator, e a

variação da temperatura média do leito em cada EG efetuada. A localização dos diferentes termopares referidos (T2-T9) é especificada no anexo B.

5.1.1 PERFIL DE TEMPERATURA AO LONGO DO TEMPO

A evolução típica da temperatura em diversos locais do reator ao longo do tempo (ver Figura 5.1) segue um comportamento análogo nas diversas EG's, permitindo constatar que o reator consegue atingir e manter temperaturas de operação adequadas ao processo de gasificação, tanto no leito como ao longo do reator. Assim confirma-se a viabilidade da operação do reator sem a utilização de sistemas auxiliares de aquecimento, que são referidos noutros trabalhos publicados [65], [125]–[127].

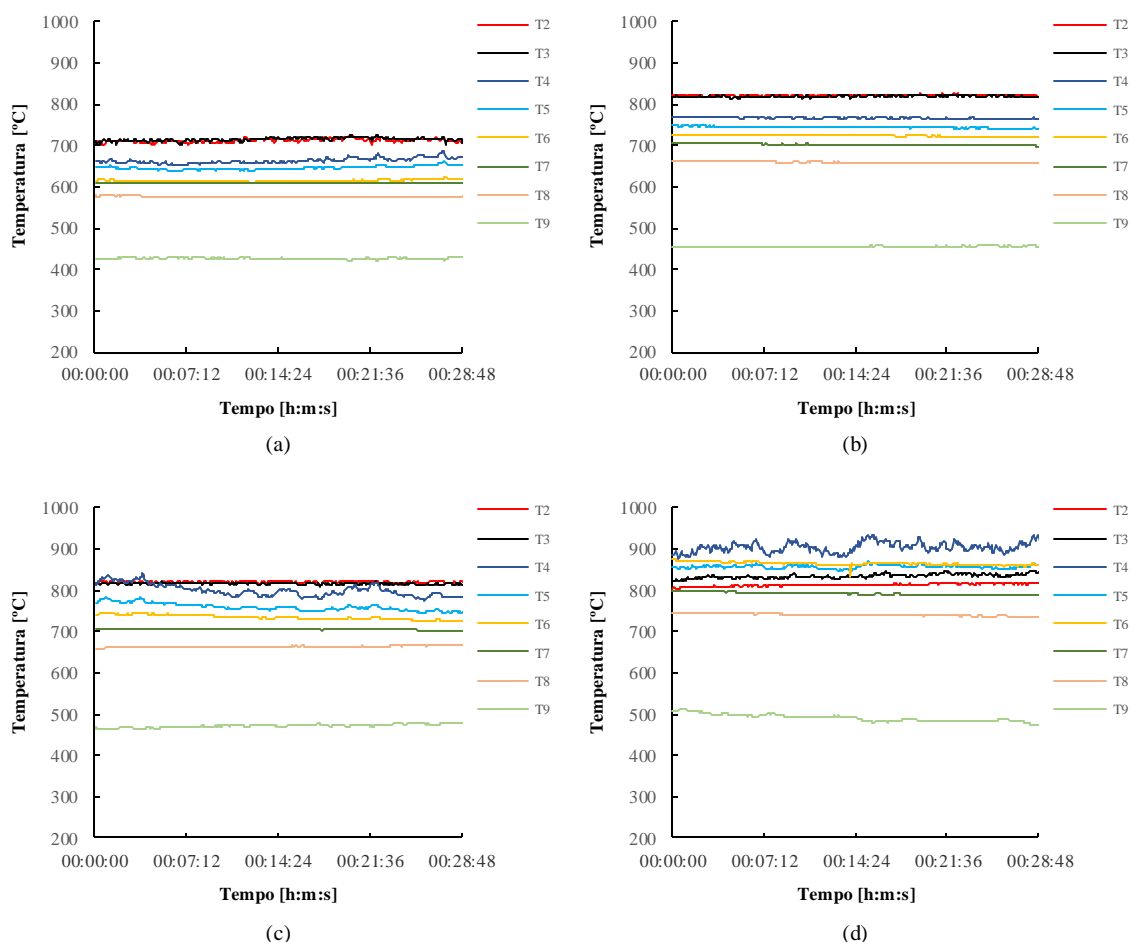


Figura 5.1 - Evolução típica da temperatura ao longo do tempo para quatro condições operatórias: durante a gasificação de (a) pellets de madeira, (b) destroçado de eucalipto A, (c) destroçado de eucalipto B1 e (d) destroçado de eucalipto B2

Todavia, nas experiências efetuadas com o destroçado de eucalipto B1 (EG-8,9 e 10), o elevado teor de humidade presente neste tipo de biomassa (32.5% m/m) não permitiu atingir temperaturas da

mesma ordem das evidenciadas nas outras EG's, manifestando-se na incapacidade em ultrapassar os 700°C no leito e, conseqüentemente, obrigando à utilização de RE's elevadas. Desta forma, pode-se inferir que, desde que o combustível não apresente um elevado teor de humidade (>30% m/m), o calor libertado pelas reações exotérmicas resultantes da oxidação parcial da biomassa é suficiente para permitir atingir e manter temperaturas na ordem dos 800°C na zona do leito e suportar o processo de gasificação em regime auto-térmico.

Adicionalmente, é possível observar que a temperatura (ver Figura 5.1) não tende a sofrer variações significativas ao longo do tempo, revelando assim condições estáveis de operação. Contudo, em alguns casos, sobretudo nas experiências de gasificação efetuadas com eucalipto, são observadas algumas flutuações que estão relacionadas com a não uniformidade da alimentação.

5.1.2 PERFIL VERTICAL DE TEMPERATURA

O perfil vertical da temperatura média do reator em cada EG permite observar um decréscimo contínuo da temperatura desde o leito até à exaustão do reator (ver Figura 5.2). Isto, por um lado, deve-se ao facto de que em condições de gasificação direta a biomassa é sobretudo oxidada no leito e à sua superfície, onde existe mais oxigénio disponível. As reações de oxidação (por exemplo, R1, R2, R3, secção 2.1) são exotérmicas e, como tal, libertam calor que induz o aumento da temperatura na zona da sua ocorrência. Por outro lado, durante as EG's verificou-se que o teor de oxigénio (a 0.70 metros de altura relativamente ao distribuidor do reator) era, usualmente, nulo (indicado pela sonda de zircónio, ZC, Figura 3.1), podendo-se assumir que com o aumento da distância ao distribuidor a concentração de oxigénio tende a diminuir. Posto isto, nas zonas mais afastadas do distribuidor, estima-se que o decréscimo da temperatura resulte das perdas de calor através das paredes do reator e da convecção com o gás de exaustão e, devido à inexistência de oxigénio para suportar as reações de oxidação, do consumo de energia térmica realizado pela reações endotérmicas específicas do processo de gasificação (por exemplo, R4, R5, R7, secção 2.1).

É possível observar que não existem variações significativas na temperatura do reator entre as diferentes EG's efetuadas com pellets de madeira e destroçado de eucalipto A (EG1-EG7). Contudo, geralmente, durante as EG's realizadas com pellets observaram-se temperaturas superiores na zona do leito. No mesmo sentido, conforme referido anteriormente, durante as experiências efetuadas com destroçado de eucalipto B1 observaram-se temperaturas consideravelmente inferiores devido ao elevado teor de humidade deste combustível (32.5% m/m). Durante as EG's realizadas com destroçado de eucalipto B2 e menor RE (EG-11, EG-12 e EG-13) observaram-se temperaturas entre as obtidas com destroçado de eucalipto B1 e destroçado de eucalipto A e pellets de madeira. As EG's referentes ao destroçado de eucalipto B2 com maior RE (EG-14 e EG-15) apresentaram temperaturas

similares às obtidas com destroço de eucalipto A e pellets de madeira, e, no caso da EG-15, consideravelmente superiores na zona da *freeboard*.

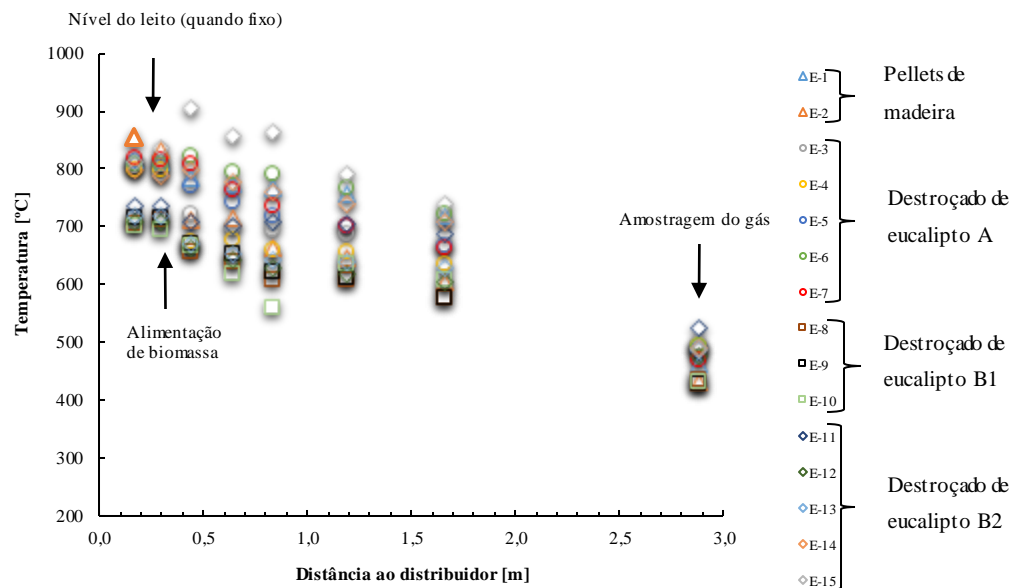


Figura 5.2 - Perfil vertical de temperatura nas amostragens efetuadas na exaustão durante as EG's

5.1.3 TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO

A variação da temperatura média do leito com a RE (ver Figura 5.3) permite observar que, independentemente da RE empregue, conseguiu-se operar com temperaturas semelhantes nas diversas EG's efetuadas com o mesmo tipo de biomassa. Isto deve-se ao controlo efetuado com as sondas de arrefecimento. Contudo, nas experiências efetuadas com destroço de eucalipto B2 observou-se uma diminuição da temperatura média do leito com a diminuição da RE, chegando, inclusive, a atingir temperaturas semelhantes às observadas nas EG's efetuadas com destroço de eucalipto B1, e, de forma análoga, nas EG's realizadas com pellets, observou-se um aumento considerável da temperatura ao passar de uma RE de 0.22 para 0.25, evidenciando-se assim a influência da RE na temperatura média do leito. Relativamente às experiências efetuadas com destroço de eucalipto B2 (EG-11 a EG-15) convém salientar que na experiência de menor RE (0.17) ocorreram alguns problemas no final da amostragem que alteraram a uniformidade do caudal de alimentação e, conseqüentemente, provocaram um ligeiro aumento da temperatura do leito.

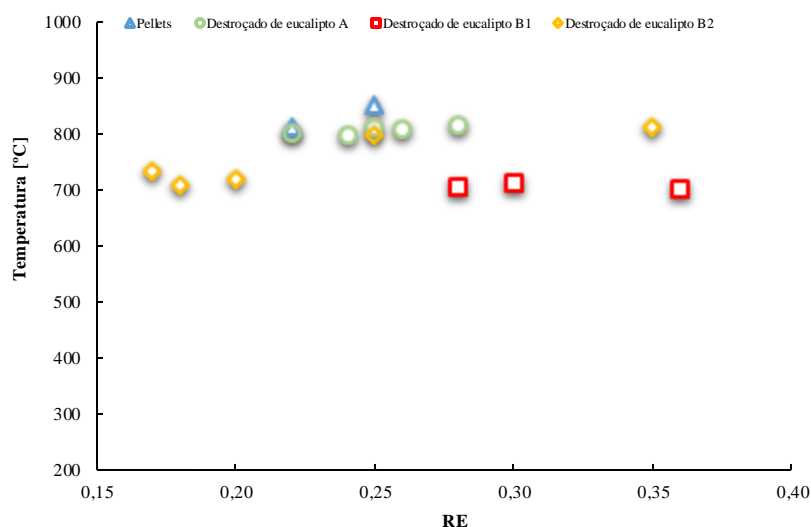


Figura 5.3 - Variação da temperatura média do leito com a RE em experiências efetuadas com pellets e destroçado de eucalipto A, B1 e B2

5.2 CARACTERÍSTICAS DO GÁS PRODUZIDO

Nesta secção apresenta-se e analisa-se a composição do gás seco (CO , CO_2 , CH_4 , C_2H_4 , H_2 e N_2) e respetivo PCI, observados nas diferentes EG's realizadas com os diferentes tipos de biomassa. Procura-se verificar a influência da RE nestes parâmetros e identificar as condições operatórias que permitem produzir um gás de boa qualidade.

5.2.1 COMPOSIÇÃO DO GÁS SECO

Os perfis da composição do gás seco (CO , CO_2 , CH_4 e C_2H_4) referentes às EG's efetuadas com diferentes tipos de biomassa (ver Figura 5.4), permitem observar que as concentrações das diferentes espécies gasosas se mantêm constantes ao longo do tempo, revelando assim condições estáveis de operação e a adequabilidade do reator à escala piloto para o estudo do processo de gasificação de biomassa. Contudo, tal como nos perfis de temperatura, observa-se, sobretudo nas EG's efetuadas com eucalipto, algumas flutuações que estão relacionadas com a não uniformidade da alimentação.

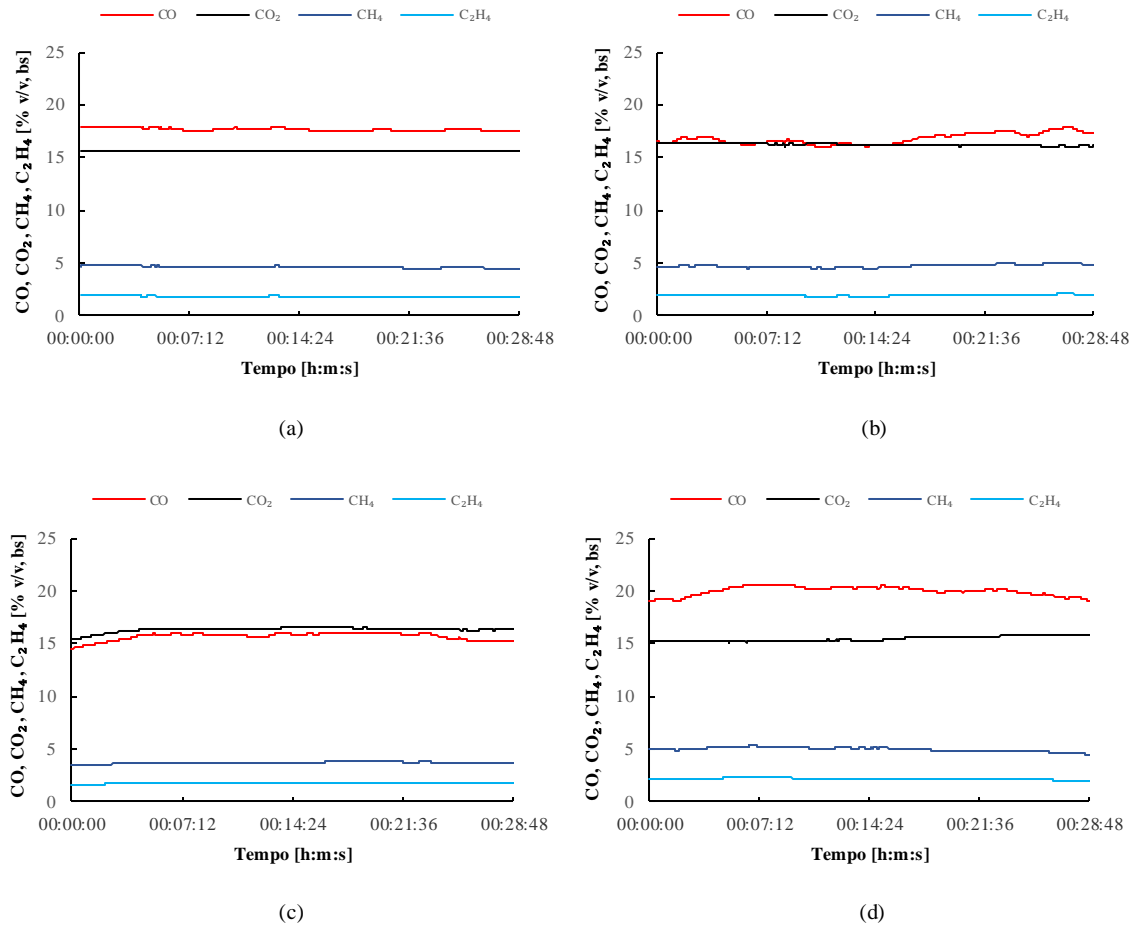


Figura 5.4 - Composição do gás seco típica (CO₂, CO, CH₄, C₂H₄) para quatro condições operatórias: durante a gasificação de a) pellets de madeira e b) destroçado de eucalipto A, c) destroçado de eucalipto B1 e d) destroçado de eucalipto B2

Para as RE's estabelecidas, entre 0.17 e 0.36, as espécies gasosas com maior concentração no gás seco (excluindo o N₂) foram o CO e o CO₂, seguidos pelo H₂, CH₄ e C₂H₄, por ordem decrescente de abundância. A composição do gás seco, em termos volumétricos, apresentou-se entre 14.2 a 17.5% CO₂, 14.0 a 21.4% CO, 3.6 a 5.8% CH₄, 1.3 a 2.4% C₂H₄ e 2.0 a 10.2% H₂ (ver Figura 5.5). A maior concentração de CO, CH₄ e C₂H₄ foi observada na EG-11 com destroçado de eucalipto B2 e RE de 0.17, contudo, a maior concentração de H₂ foi obtida na EG-2 com pellets de madeira e RE de 0.25.

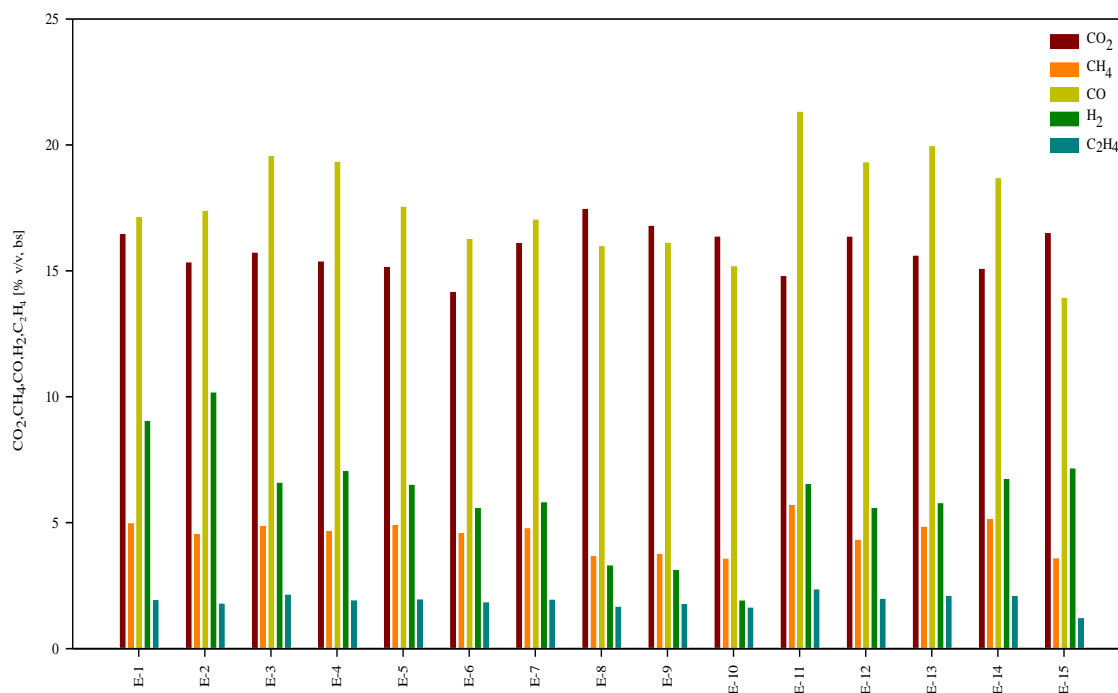


Figura 5.5 - Composição do gás seco (CO₂, CH₄, CO, H₂, C₂H₄) produzido durante as amostragens realizadas na exaustão em cada EG efetuada

Observou-se uma tendência para o aumento da concentração de CO e H₂ com a diminuição da RE (ver Figuras 5.6, 5.7 (b), 5.8), porém, a concentração de H₂ nem sempre seguiu este padrão, ocorrendo até, em certas experiências, a sua diminuição com a diminuição da RE. Por exemplo, nas EG's efetuadas com destocado de eucalipto B2, o valor máximo da concentração de H₂ foi obtido com a maior RE empregue (0.35, ver Figura 5.9), provavelmente devido à superior temperatura média do leito registada nessa experiência (813°C, ver Figura 5.10). Observa-se que nas EG's efetuadas, a concentração de CO apresentou uma relação mais evidente com a RE do que a concentração de H₂. Alguns estudos presentes na literatura reportam resultados semelhantes [21], [117], [128].

Noutra perspetiva, alguns autores referem que com a diminuição da RE, o carbono tende a ser convertido em CO em vez de CO₂ [64]. Nas EG's efetuadas, tal não se verificou na íntegra, pois, apesar de se observar o aumento da concentração de CO com a diminuição da RE, a concentração de CO₂ nem sempre tendeu a diminuir, ocorrendo, inclusive, em alguns casos, o seu aumento (ver Figuras 5.7 (b), 5.8).

Importa salientar que a concentração de N₂ no gás seco apresentou-se entre 48.9 e 61.1% v/v e que se verificou uma propensão para o seu aumento com o aumento da RE (ver Figuras 5.6, 5.7 (b), 5.8 e 5.9). Assim, com a redução da RE, obteve-se um gás menos diluído em N₂, o que justifica, em parte, o aumento geral da concentração de CO₂ e de outras espécies gasosas. Noutro sentido, o CH₄

e o C_2H_4 foram as espécies cuja concentração se manteve mais constante com a alteração da RE, não apresentando, em certos casos, nenhuma variação significativa (ver Figura 5.7 (a)).

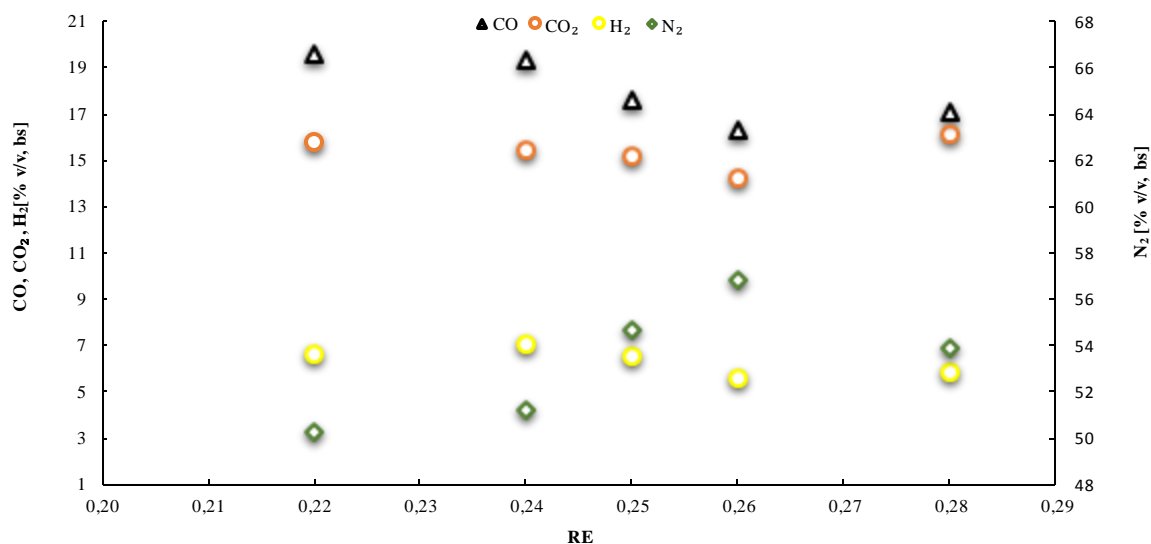


Figura 5.6 - Composição do gás seco (CO , CO_2 , H_2 e N_2) vs RE nas experiências efetuadas com destorçamento de eucalipto A

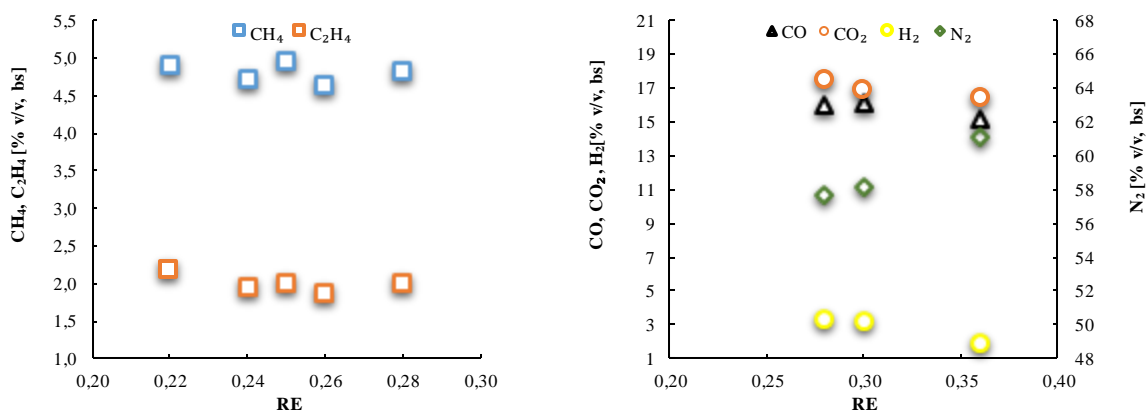


Figura 5.7 - Composição do gás seco (CH_4 e C_2H_4) vs RE nas experiências efetuadas com destorçamento de eucalipto A (a) e composição do gás seco (CO , CO_2 , H_2 e N_2) vs RE nas experiências efetuadas com destorçamento de eucalipto B1 (b)

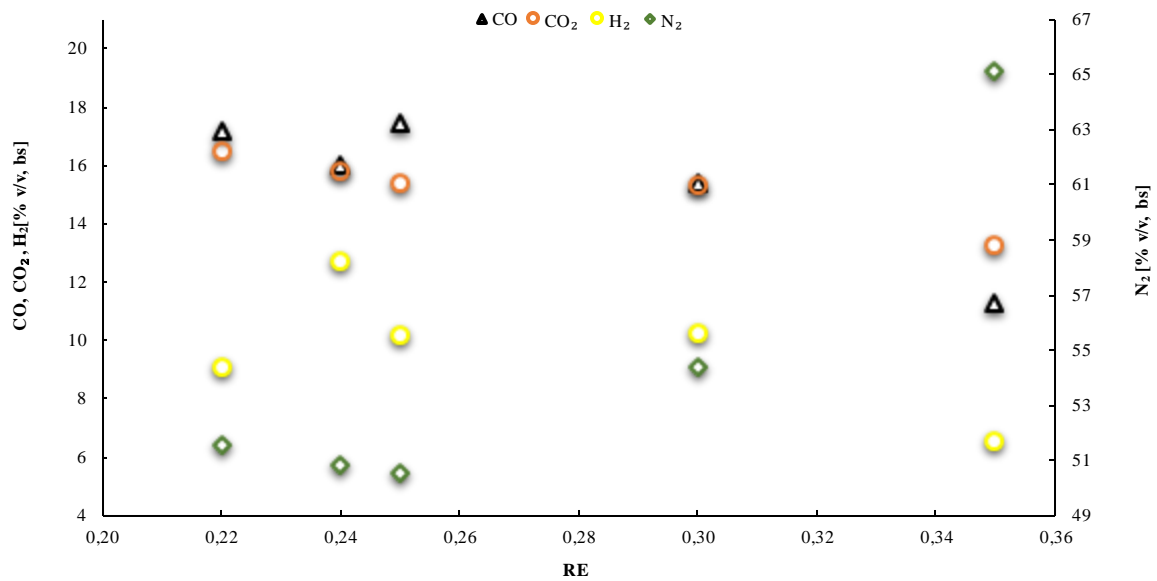


Figura 5.8 - Composição do gás seco (CO, CO₂, H₂ e N₂) vs RE em experiências efetuadas com pellets. Os resultados referentes à RE de 0,24, 0,30 e 0,35 foram obtidos nesta instalação no âmbito de outro trabalho [129]

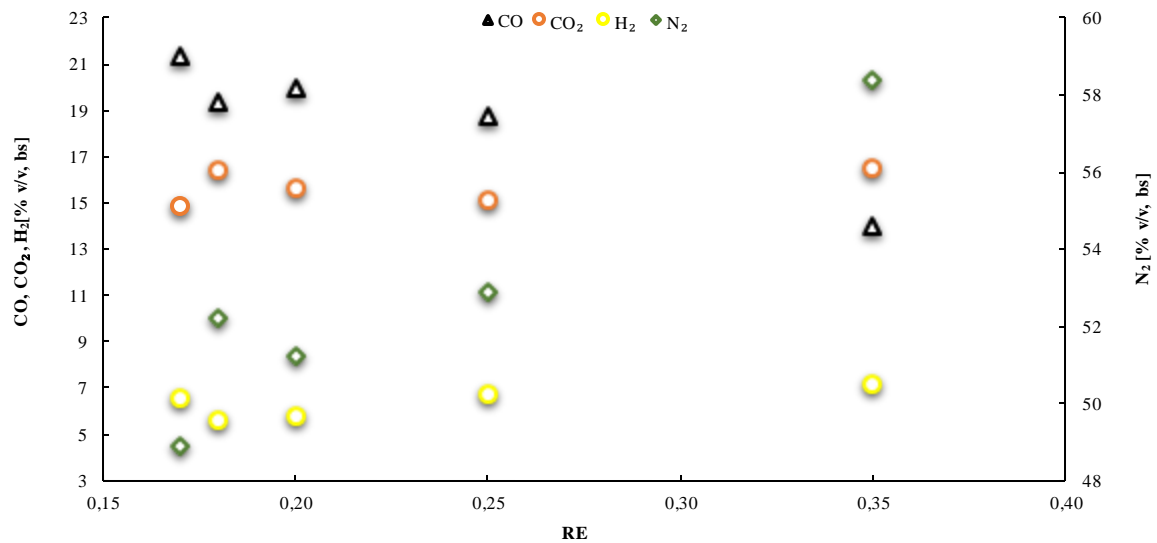


Figura 5.9 - Composição do gás seco (CO, CO₂, H₂ e N₂) vs RE em experiências efetuadas com destroçado de eucalipto B2

Nas EG's efetuadas, tanto os diversos destroçados de eucalipto como os pellets revelaram sensibilidade às alterações da RE, sendo que com a variação deste parâmetro observaram-se alterações significativas na composição do gás, sobretudo na concentração de CO. Na literatura são referidos diversos combustíveis em que a variação da RE tem efeitos de menor magnitude, por exemplo, caule de algodão [64], fibra e pó de casca de coco [130], serrim de pinheiro [105], entre

outros. No entanto, é possível observar que existem outras características do processo que afetam a influência da variação da RE na composição do gás, pois no processo de gasificação de combustíveis semelhantes observam-se, em alguns estudos, maiores ou menores impactos. Por exemplo, na gasificação de casca de arroz, verifica-se uma menor influência da RE em [73] e [130] do que em [33].

Para RE's similares (0.22 e 0.25), o gás produzido na EG-1 e EG-2 com pellets revelou conter concentrações superiores de H_2 (9.1 e 10.2% v/v, respetivamente) e inferiores de CO (17.2 e 17.4% v/v, respetivamente) comparativamente ao produzido na EG-3 e EG-5 com destroçado de eucalipto A (6.6 e 6.6% v/v H_2 ; 19.6 e 17.6% v/v CO, respetivamente). No mesmo sentido, verificam-se diferenças análogas, para a RE de 0.25, entre o gás produzido na EG-2 com pellets (10.2% v/v H_2 e 17.4% v/v CO) e na EG-14 com destroçado de eucalipto B2 (6.8% v/v H_2 e 18.7% v/v CO). Tendo em conta que estes combustíveis apresentam composições elementares semelhantes e que ambos os destrocados de eucalipto têm um teor de humidade superior comparativamente ao dos pellets (ver Tabela 4.1), a justificação para as diferenças observadas na produção de H_2 e CO poderá estar relacionada com as características físicas da biomassa, como a elevada massa volúmica dos pellets e o elevado conteúdo de partículas finas presentes nos destrocados de eucalipto, e/ou com as temperaturas inferiores usualmente registadas nas experiências realizadas com eucalipto (ver Figuras 5.2 e 5.3). De facto, alguns estudos reportam uma diminuição acentuada da concentração de H_2 com a diminuição da temperatura média do leito [21], [105], [107]. Neste trabalho, nas EG's efetuadas com destroçado de eucalipto B2 (EG-11, 12, 13, 14 e 15), a temperatura média do leito variou entre 709 e 813°C, representando assim a maior variação de temperatura entre EG's efetuadas com o mesmo tipo de biomassa (ver Figura 5.3). Nestas experiências, contrariamente ao observado noutros trabalhos [33], [105], [129], a maior concentração de H_2 foi obtida com a maior RE empregue (0.35, EG-15). Uma justificação para esta ocorrência pode consistir no facto desta experiência ter tido uma temperatura superior no leito em comparação com as restantes. Deste modo, nestas EG's pode-se inferir que a temperatura do leito teve um efeito diretamente proporcional na concentração de H_2 , que se sobrepôs ao efeito da RE (ver Figura 5.10). Assim, é possível justificar, em parte, a menor concentração de H_2 verificada nos ensaios efetuados com os diferentes tipos de eucalipto, sobretudo nas EG's efetuadas com eucalipto B2. Este assunto deve ser estudado mais aprofundadamente, e, para se retirarem conclusões mais assertivas, deve-se verificar o efeito da temperatura média do leito na concentração de H_2 em experiências efetuadas com RE idêntica.

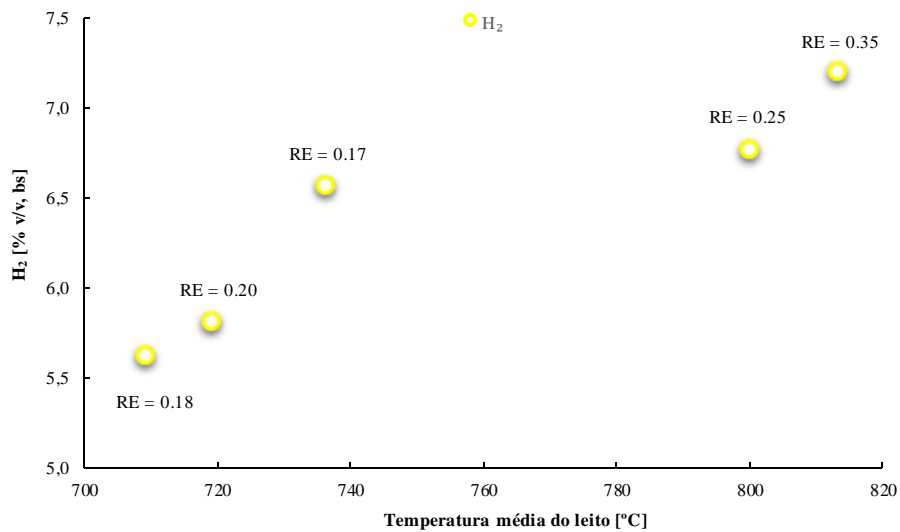


Figura 5.10 - Variação da concentração de H₂ com a temperatura média do leito nas EG's efetuadas com destroçado de eucalipto B2

Noutra perspetiva, para a RE de 0.25, o gás produzido na EG-14 com destroçado de eucalipto B2 apresentou uma composição bastante semelhante ao produzido na EG-5 com destroçado de eucalipto A (ver Figura 5.5). Entre os tipos de destroçados de eucalipto estudados, a diferença mais significativa consistiu na maior dificuldade de operação do sistema reativo nas EG's efetuadas com destroçado de eucalipto B1 (EG-8, EG-9 e EG-10), devido ao seu elevado teor de humidade (32.5% m/m), que dificultou a existência de um caudal de alimentação uniforme e provocou a diminuição da temperatura do leito. Isto refletiu-se na produção de um gás de menor qualidade (ver Figura 5.5). O gás produzido apresentou concentrações inferiores de gases combustíveis, sobretudo H₂, que passou de uma gama de valores entre 5.6 a 7.2 % v/v para 2.0 a 3.4 % v/v. Apesar de se terem evidenciado mais imprevistos relacionados com o sistema de alimentação durante os ensaios efetuados com destroçado de eucalipto B1, em todas as EG's realizadas com destroçados de eucalipto, ocorreram, recorrentemente, problemas que proporcionaram o bloqueio do sistema de alimentação, impedindo o estabelecimento de um caudal constante e uniforme e provocando alterações indesejadas na temperatura do leito e na RE de operação. No mesmo sentido, nem todo o combustível colocado nos silos foi efetivamente alimentado devido à suspensão no ar (fração fina) e à perda de algum material do silo para o solo. Contudo, estima-se que a fração perdida não tenha sido significativa.

5.2.2 PODER CALORÍFICO INFERIOR

Nas EG's efetuadas, o PCI do gás produzido encontrou-se entre os 4.4 e 6.9 MJ/Nm³ bs. O valor mais elevado foi registado na EG-11 com destroçado de eucalipto B2 e RE de 0.17 e o valor menos

elevado na EG-10 com destroçado de eucalipto B1 e RE de 0.36 (ver Figura 5.11). Para cada tipo de biomassa, o PCI do gás seco demonstrou tendência a aumentar com a diminuição da RE (ver Figura 5.12).

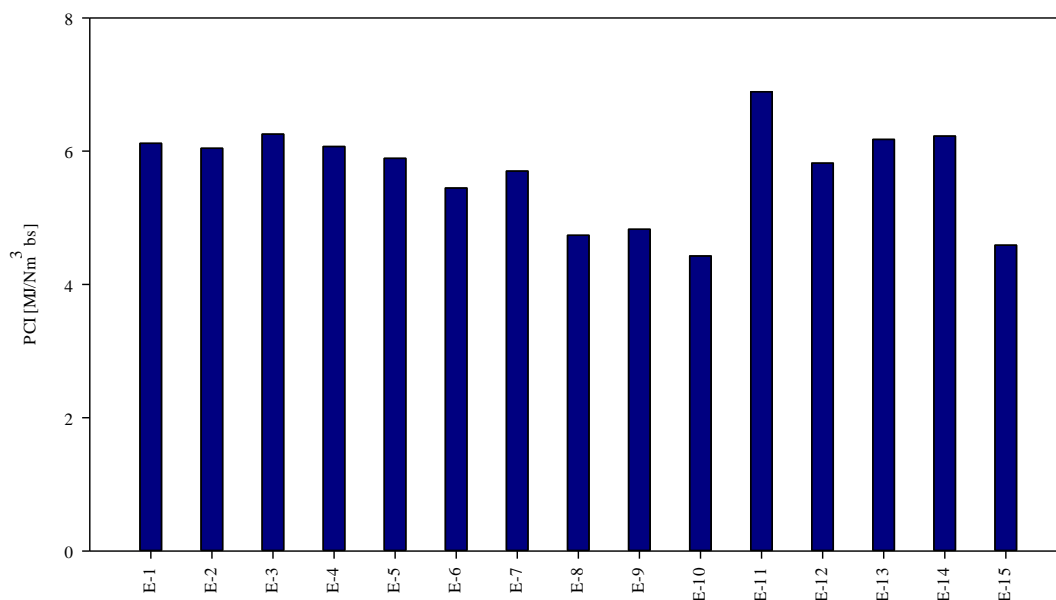


Figura 5.11 - PCI do gás seco produzido durante as amostragens realizadas na exaustão em cada EG efetuada

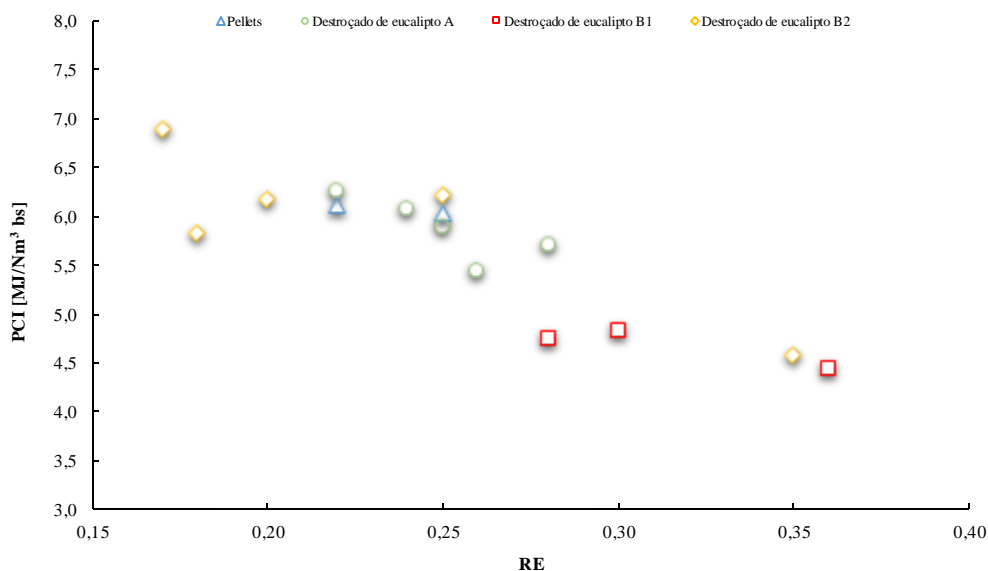


Figura 5.12 - PCI vs RE em experiências efetuadas com pellets e destroçado de eucalipto A, B1 e B2

5.3 PARÂMETROS DE EFICIÊNCIA

Nesta secção apresenta-se e analisa-se os parâmetros de eficiência determinados nas diferentes EG's, nomeadamente a $Y_{\text{gás}}$, EGA e ECC. Procura-se identificar as condições operatórias que permitiram maximizá-los.

5.3.1 PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE GÁS SECO

A produção específica de gás seco encontrou-se entre 1.2 e 2.2 Nm³ gás seco/kg biomassa bs, sendo que o valor mais elevado foi obtido na EG-15 com destorçado de eucalipto B2 e RE de 0.35 e o valor menos elevado na EG-11 e EG-12 com destorçado de eucalipto B2 e RE de 0.17 e 0.18, respetivamente (ver Figura 5.13). Verificou-se uma tendência evidente para o aumento da $Y_{\text{gás}}$ com o aumento da RE (ver Figura 5.14).

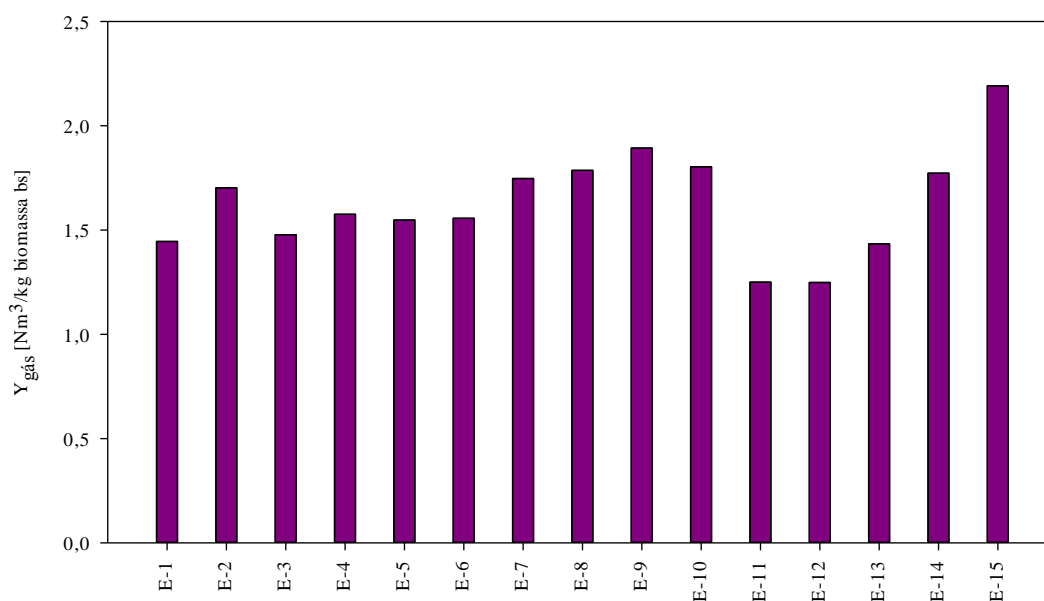


Figura 5.13 - $Y_{\text{gás}}$ nas amostragens realizadas na exaustão durante as EG's efetuadas

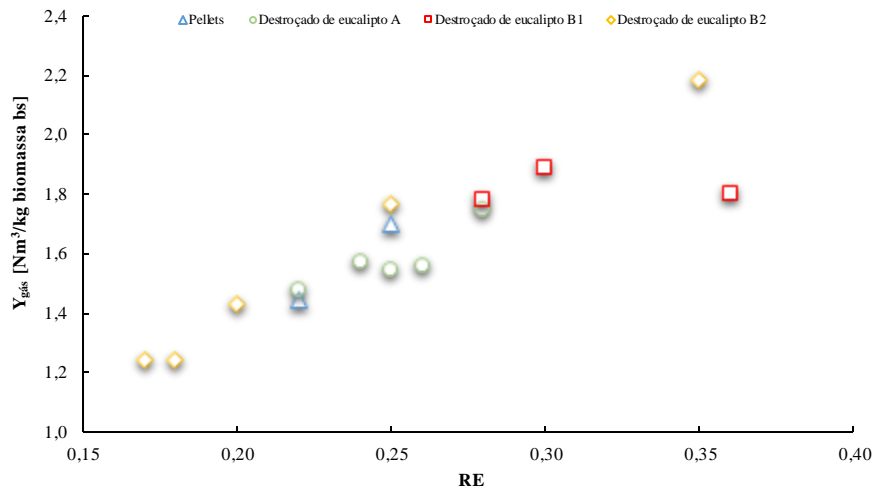


Figura 5.14 - Y_{gas} vs RE em experiências efetuadas com pellets e destroçado de eucalipto A, B1 e B2

5.3.2 EFICIÊNCIA DO GÁS ARREFECIDO E EFICIÊNCIA DE CONVERSÃO DE CARBONO

Relativamente à EGA, esta encontrou-se compreendida entre 41.1 e 62.6%, sendo que o valor mais elevado foi obtido na EG-14 com destroçado de eucalipto B2 e RE de 0.25 e o valor menos elevado na EG-12 com destroçado de eucalipto B2 e RE de 0.18 (ver Figura 5.15). A ECC apresentou valores compreendidos entre 60.0 e 87.5%. O valor máximo foi obtido na EG-15 com destroçado de eucalipto B2 e RE de 0.35 e o valor mínimo na EG-12 com destroçado de eucalipto B2 e RE de 0.18 (ver Figura 5.15).

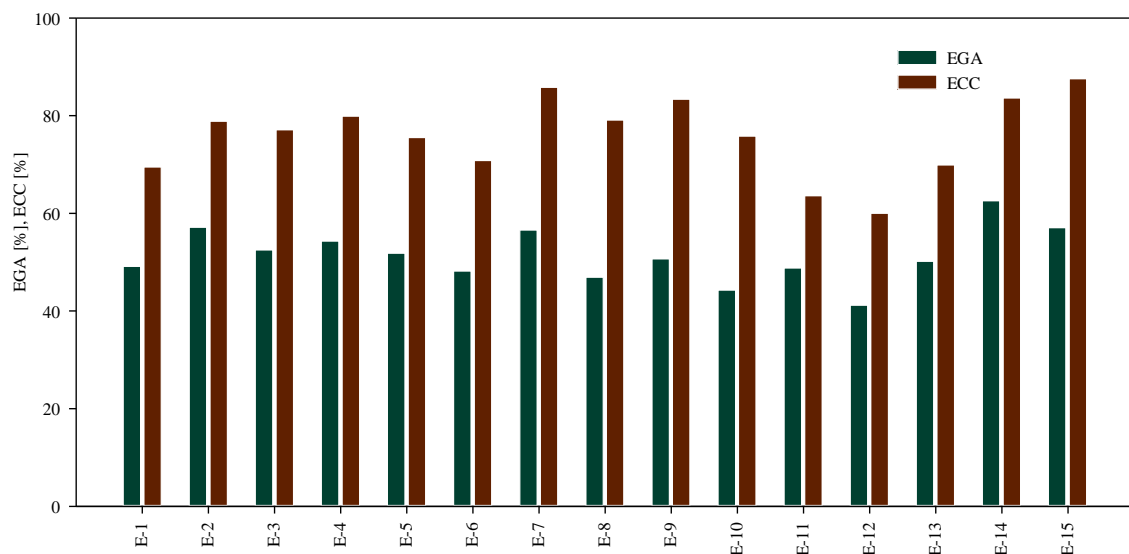


Figura 5.15 - EGA e ECC nas amostragens realizadas na exaustão durante as EG's efetuadas

Observa-se que estes parâmetros tendem a aumentar com o aumento da RE, contudo, em alguns casos observou-se a sua diminuição (ver Figuras 5.16 e 5.17). Adicionalmente, é possível observar que a EGA e a ECC apresentam uma relação próxima, sendo que, geralmente, quando uma aumenta a outra também tende a aumentar e vice-versa (ver Figura 5.18).

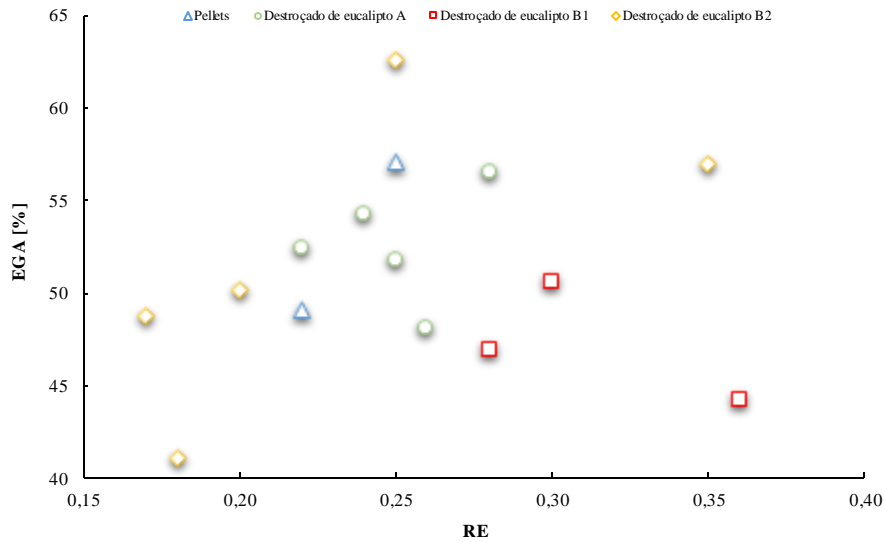


Figura 5.16 - EGA vs RE para as experiências efetuadas com pellets, destroçado de eucalipto A, B1 e B2

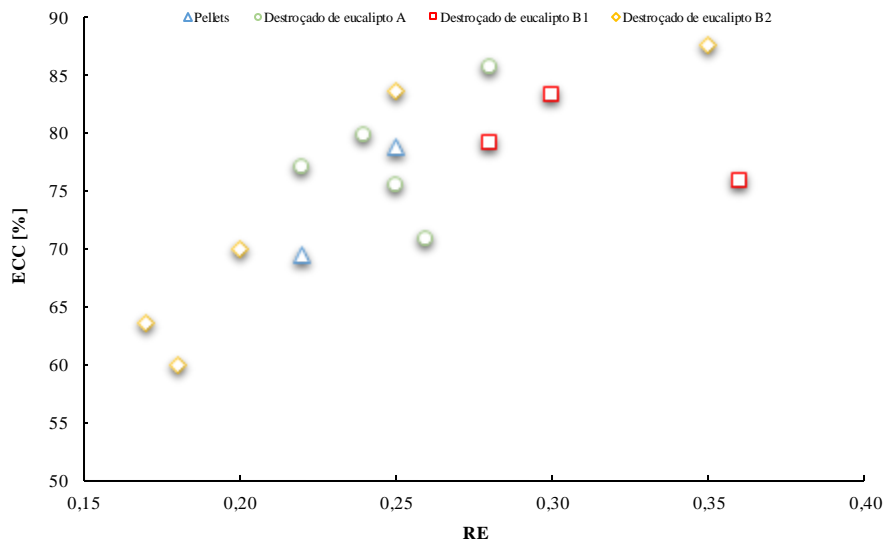


Figura 5.17 - ECC vs RE para as experiências efetuadas com pellets, destroçado de eucalipto A, B1 e B2

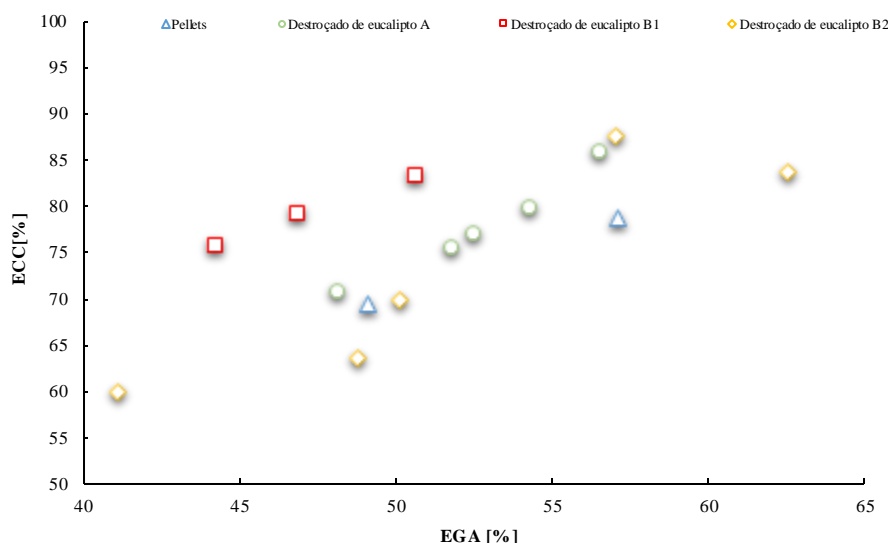


Figura 5.18 - EGA vs ECC para as experiências efetuadas com pellets, destroçado de eucalipto A, B1 e B2

5.4 COMPARAÇÃO COM A LITERATURA

Nesta secção é efetuada uma comparação dos resultados obtidos no presente trabalho com alguns resultados reportados em estudos sobre gasificação de biomassa em reatores de LFB, e, em menor extensão, noutro tipo de reatores. Na Tabela 5.2 pode ser encontrada informação relativa a estes estudos.

Nas Figuras 5.19, 5.20, 5.21, 5.22 e 5.23 apresenta-se uma comparação dos resultados obtidos por diversos investigadores na gasificação direta (ar) de diferentes tipos de biomassa, com diferentes RE's, em reatores de LFB, com os resultados obtidos nas EG's efetuadas na presente investigação. O valor mínimo da concentração de CO, 7.2% v/v, foi obtido na gasificação de estilha de madeira torrificada com RE de 0.29 [49] e da concentração de H₂, 1.2% v/v, na gasificação de estilha de madeira com RE de 0.18 [131]. O valor máximo da concentração de CO, 25.5 % v/v, foi obtido na gasificação de casca de arroz com RE de 0.25 [33] e da concentração de H₂, 24 % v/v, na gasificação de caroço de azeitona com RE de 0.20 [132]. A composição do gás seco observada neste trabalho encontra-se na gama dos valores referidos na literatura sobre gasificação direta com ar em reatores de LFB [21], [33], [49], [55], [64], [65], [73], [90], [126], [128]–[133] (ver Figura 5.19). Nas EG's efetuadas com pellets, tanto a concentração de CO como de H₂, encontram-se na gama média/superior dos valores reportados na literatura, ao passo que, nas EG's realizadas com eucalipto, apesar da concentração de CO se encontrar, usualmente, na gama superior, a concentração de H₂ apresentou valores enquadrados na gama inferior. Adicionalmente, observou-se em diversos estudos

uma tendência semelhante à observada na presente investigação para a diminuição da concentração de gases combustíveis com a RE [21], [33], [64], [117], [128], [129], [133].

Tabela 5.2 - Trabalhos publicados no âmbito do processo de gasificação de biomassa

CÓDIGO	BIOMASSA	AGENTE DE GASIFICAÇÃO	TIPO DE REATOR	RE OU V/B	REFERÊNCIA
KP0.19	Pellets de madeira	Ar	LFB	0.19	[133]
KP0.24	Pellets de madeira	Ar	LFB	0.24	[133]
KP0.27	Pellets de madeira	Ar	LFB	0.27	[133]
KP0.32	Pellets de madeira	Ar	LFB	0.32	[133]
KCS0.25	Casca de avelã	Ar	LFB	0.25	[64]
KCS0.68	Casca de avelã	Ar	LFB	0.68	[64]
KCA0.36	Caule de algodão	Ar	LFB	0.36	[64]
KCA0.71	Caule de algodão	Ar	LFB	0.71	[64]
BC0.22	Casca de arroz	Ar	LFB	0.22	[73]
BC0.24	Casca de arroz	Ar	LFB	0.24	[73]
BC0.28	Casca de arroz	Ar	LFB	0.28	[73]
BC0.32	Casca de arroz	Ar	LFB	0.32	[73]
BC0.34	Casca de arroz	Ar	LFB	0.34	[73]
NS0.26	Serrim de pinheiro	Ar	LFB	0.26	[105]
NS0.32	Serrim de pinheiro	Ar	LFB	0.32	[105]
NS0.36	Serrim de pinheiro	Ar	LFB	0.36	[105]
NS0.37	Serrim de pinheiro	Ar	LFB	0.37	[105]
NS0.47	Serrim de pinheiro	Ar	LFB	0.47	[105]
KE0.32	Estilha de madeira de borracha	Ar	LFB	0.32	[134]
KE0.36	Estilha de madeira de borracha	Ar	LFB	0.36	[134]
KE0.38	Estilha de madeira de borracha	Ar	LFB	0.38	[134]
KE0.41	Estilha de madeira de borracha	Ar	LFB	0.41	[134]
KE0.43	Estilha de madeira de borracha	Ar	LFB	0.43	[134]
CP0.35	Pellets de madeira	Ar	LFB	0.35	[126]
TP0.24	Pellets de madeira	Ar	LFB	0.24	[129]
TP0.30	Pellets de madeira	Ar	LFB	0.30	[129]
TP0.35	Pellets de madeira	Ar	LFB	0.35	[129]
TB0.23	Biomassa florestal residual de pinheiro	Ar	LFB	0.23	[129]
TB0.26	Biomassa florestal residual de pinheiro	Ar	LFB	0.26	[129]
TB0.30	Biomassa florestal residual de pinheiro	Ar	LFB	0.30	[129]
KC0.25	Casca de arroz	Ar	LFB	0.25	[33]
KC0.35	Casca de arroz	Ar	LFB	0.35	[33]

Tabela 5.2 - Trabalhos publicados no âmbito do processo de gasificação de biomassa (cont.)

CÓDIGO	BIOMASSA	AGENTE DE GASIFICAÇÃO	TIPO DE REATOR	RE OU V/B	REFERÊNCIA
KC0.45	Casca de arroz	Ar	LFB	0.45	[33]
SF0.30	Fibra e pó de casca de coco	Ar	LFB	0.30	[130]
SF0.40	Fibra e pó de casca de coco	Ar	LFB	0.40	[130]
SF0.50	Fibra e pó de casca de coco	Ar	LFB	0.50	[130]
SC0.30	Casca de arroz	Ar	LFB	0.30	[130]
SC0.40	Casca de arroz	Ar	LFB	0.40	[130]
SC0.50	Casca de arroz	Ar	LFB	0.50	[130]
SS0.30	Serrim de madeira	Ar	LFB	0.30	[130]
SS0.40	Serrim de madeira	Ar	LFB	0.40	[130]
SS0.50	Serrim de madeira	Ar	LFB	0.50	[130]
XM0.23	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.23	[65]
XM0.26	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.26	[65]
XM0.28	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.28	[65]
XM0.37	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.37	[65]
SP0.25	Pellets de alfafa	Ar	LFB	0.25	[55]
SP0.30	Pellets de alfafa	Ar	LFB	0.30	[55]
IPP0.24	Pellets de palha	Ar	LFB	0.24	[49]
IPPC0.21	Pellets de coníferas	Ar	LFB	0.21	[49]
IPE0.29	Estilha de madeira torrificada	Ar	LFB	0.29	[49]
MC0.25	Casca de arroz	Ar	LFB	0.25	[128]
MC0.30	Casca de arroz	Ar	LFB	0.30	[128]
MC0.35	Casca de arroz	Ar	LFB	0.35	[128]
AE0.17	Estilha de madeira	Ar	LFB	0.17	[131]
AE0.18	Estilha de madeira	Ar	LFB	0.18	[131]
AE0.23	Estilha de madeira	Ar	LFB	0.23	[131]
VC0.20	Caroço de azeitona	Ar	LFB	0.20	[132]
VC0.30	Caroço de azeitona	Ar	LFB	0.30	[132]
VC0.40	Caroço de azeitona	Ar	LFB	0.40	[132]
SCT0.26	Capim-elefante	Ar	LFB	0.26	[90]
SCT0.27	Capim-elefante	Ar	LFB	0.27	[90]
SCT0.30	Capim-elefante	Ar	LFB	0.30	[90]
SCT0.33	Capim-elefante	Ar	LFB	0.33	[90]
SB0.27	Bagço de cana-de-açúcar	Ar	LFB	0.27	[90]
GCP0.15	Casca do caroço de palmiste	Ar	LFB	0.15	[135]
GCP0.20	Casca do caroço de palmiste	Ar	LFB	0.20	[135]

Tabela 5.2 - Trabalhos publicados no âmbito do processo de gasificação de biomassa (cont.)

CÓDIGO	BIOMASSA	AGENTE DE GASIFICAÇÃO	TIPO DE REATOR	RE OU V/B	REFERÊNCIA
GCP0.25	Casca do caroço de palmiste	Ar	LFB	0.25	[135]
GCP0.30	Casca do caroço de palmiste	Ar	LFB	0.30	[135]
GCP0.45	Casca do caroço de palmiste	Ar	LFB	0.45	[135]
GCC0.15	Casca de coco	Ar	LFB	0.15	[135]
GCC0.20	Casca de coco	Ar	LFB	0.20	[135]
GCC0.25	Casca de coco	Ar	LFB	0.25	[135]
GCC0.30	Casca de coco	Ar	LFB	0.30	[135]
GCC0.45	Casca de coco	Ar	LFB	0.45	[135]
MM0.18	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.18	[21]
MM0.26	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.26	[21]
MM0.27	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.27	[21]
MM0.30	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.30	[21]
MM0.31	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.31	[21]
MM0.37	<i>Miscanthus</i>	Ar	LFB	0.37	[21]
GNPP0.20	Pellets pretos	Ar	Ascendente	0.20	[69]
GNPC0.20	Pellets cinzentos	Ar	Ascendente	0.20	[69]
PWP0.20	Pellets de madeira	Ar	Ascendente	0.20	[61]
PWP0.24	Pellets de madeira	Ar	Ascendente	0.24	[61]
PWP0.26	Pellets de madeira	Ar	Ascendente	0.26	[61]
PWP0.28	Pellets de madeira	Ar	Ascendente	0.28	[61]
PWP0.29	Pellets de madeira	Ar	Ascendente	0.29	[61]
PWP0.30	Pellets de madeira	Ar	Ascendente	0.30	[61]
PWP0.31	Pellets de madeira	Ar	Ascendente	0.31	[61]
PWP0.33	Pellets de madeira	Ar	Ascendente	0.33	[61]
CEPM0.29	Pellets de madeira	Ar	Descendente	0.29	[57]
CEPB0.29	Pellets de bagaço	Ar	Descendente	0.29	[57]
CEPC0.30	Pellets de cachos vazios de palma	Ar	Descendente	0.30	[57]
CEPC0.39	Pellets de cachos vazios de palma	Ar	Descendente	0.39	[57]
MDPP0.26	Pellets polacos	Ar	Ascendente	0.26	[25]
MDPT0.28	Pellets torreficados	Ar	Ascendente	0.28	[25]
MDPA0.31	Pellets da África do Sul	Ar	Ascendente	0.31	[25]
MDSP0.14	Serrim polaco	Ar	Ascendente	0.14	[25]
CGP0.18	Palha de milho	Ar	Descendente	0.18	[74]
CGP0.21	Palha de milho	Ar	Descendente	0.21	[74]
CGP0.24	Palha de milho	Ar	Descendente	0.24	[74]

Tabela 5.2 - Trabalhos publicados no âmbito do processo de gasificação de biomassa (cont.)

CÓDIGO	BIOMASSA	AGENTE DE GASIFICAÇÃO	TIPO DE REATOR	RE OU V/B	REFERÊNCIA
CGP0.28	Palha de milho	Ar	Descendente	0.28	[74]
CGP0.32	Palha de milho	Ar	Descendente	0.32	[74]
CGP0.36	Palha de milho	Ar	Descendente	0.36	[74]
CGP0.41	Palha de milho	Ar	Descendente	0.41	[74]
LISCPA0.22	Serrim de casca de pinheiro e abeto	Ar	LFC	0.22	[62]
LISDB0.26	Serrim de diversas biomassas	Ar	LFC	0.26	[62]
LISDB0.30	Serrim de diversas biomassas	Ar	LFC	0.30	[62]
LISC0.34	Serrim de cicuta	Ar	LFC	0.34	[62]
LISAP0.40	Serrim de abeto e pinheiro	Ar	LFC	0.40	[62]
LISC0.45	Serrim de cipreste	Ar	LFC	0.45	[62]
LISDB0.46	Serrim com diversas biomassas	Ar	LFC	0.46	[62]
LISC0.52	Serrim de cicuta	Ar	LFC	0.52	[62]
LISC0.54	Serrim de cipreste	Ar	LFC	0.54	[62]
CLC1.00	Casca de arroz	Vapor	LFB	1.00	[136]
CLC1.32	Casca de arroz	Vapor	LFB	1.32	[136]
CLC1.70	Casca de arroz	Vapor	LFB	1.70	[136]
RCA1.00-1	Casca de amêndoa	Vapor	LFB	1.00	[116]
RCA1.00-2	Casca de amêndoa	Vapor	LFB	1.00	[116]
RCA1.00-3	Casca de amêndoa	Vapor	LFB	1.00	[116]
GCP1.00-1	Palha	Vapor	Fixo	0.15	[137]
GCP1.00-2	Palha	Vapor	Fixo	0.15	[137]
GCP1.00-3	Palha	Vapor	Fixo	0.15	[137]
MPM0.83	Pellets de madeira	Vapor	LFB	0.83	[108]
MPM0.84	Pellets de madeira	Vapor	LFB	0.84	[108]
MPM1.00	Pellets de madeira	Vapor	LFB	1.00	[108]
MPM1.20	Pellets de madeira	Vapor	LFB	1.20	[108]

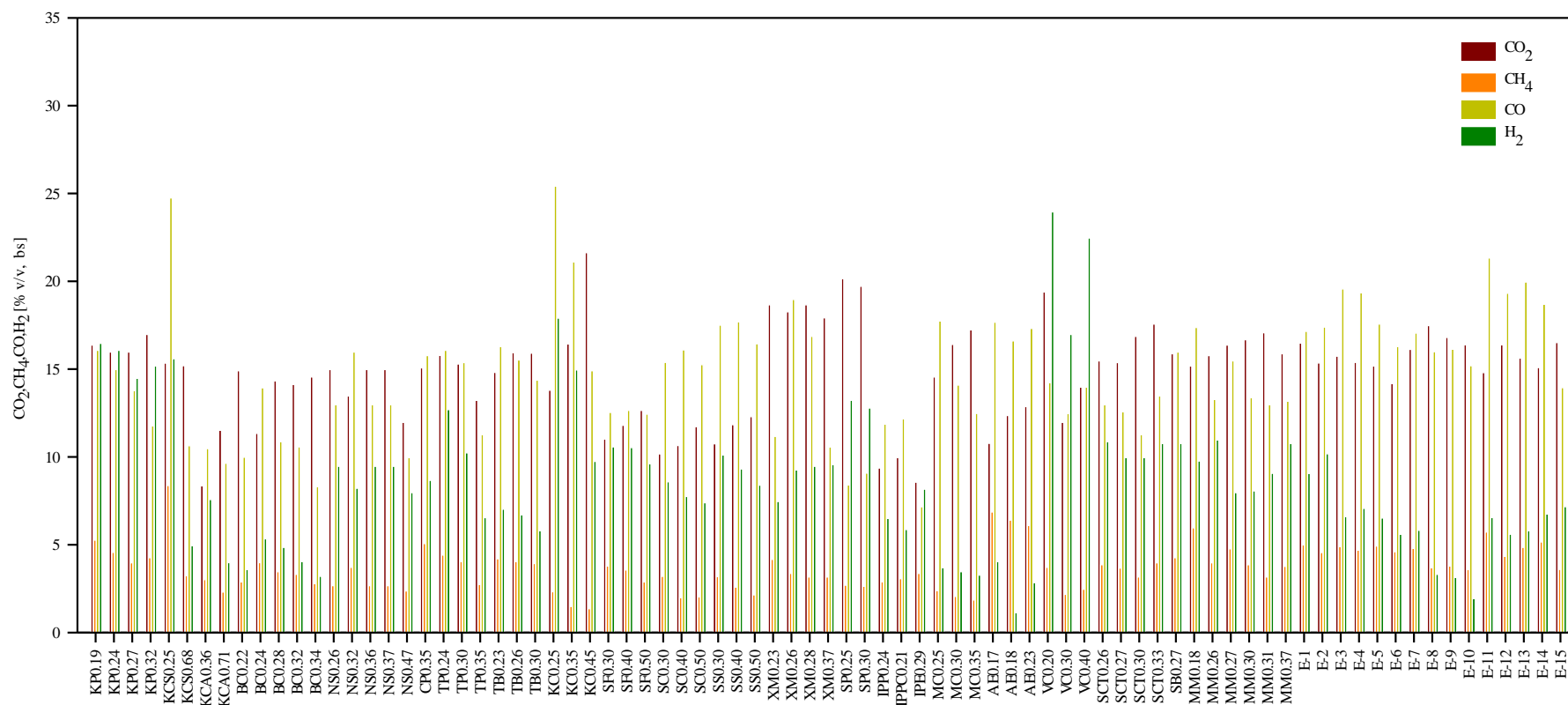


Figura 5.19 - Comparação da composição do gás seco (CO₂,CH₄, CO e H₂) produzido nas EG's com a composição referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2



Figura 5.20 - Comparação do PCI do gás seco produzido nas EG's com o PCI referido em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respectivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2

Relativamente ao PCI, o valor mínimo reportado foi 0.1 MJ/Nm³, obtido na gasificação de casca de coco com RE de 0.45 [135], e o valor máximo foi 7.8 MJ/Nm³, obtido na gasificação de casca de avelã com RE de 0.25 [64]. É de salientar que o PCI do gás produzido através da gasificação de casca de coco em [135] é consideravelmente inferior ao PCI usualmente referido para o gás produzido através da gasificação direta de biomassa em reatores de LFB. O PCI determinado no presente trabalho encontra-se na gama superior dos valores referidos na literatura [21], [33], [49], [55], [64], [65], [73], [90], [126], [128]–[133] (ver Figura 5.20).

Em relação à $Y_{gás}$, valores entre 1 e 3.4 Nm³ gás/kg biomassa bs foram reportados na literatura [33], [49], [55], [65], [73], [105], [126], [128]–[130], [134]. O valor mínimo foi obtido na gasificação de casca de arroz com RE de 0.25 [33] e o mais elevado na gasificação de serrim de madeira com RE de 0.50 [130]. Os valores determinados nas EG's efetuadas encontram-se na gama média/inferior dos valores referidos na literatura (ver Figura 5.21). A tendência para o aumento da $Y_{gás}$ com o aumento da RE, verificada na presente investigação, é igualmente observada na literatura [33], [49], [55], [65], [73], [105], [128]–[130], [134].

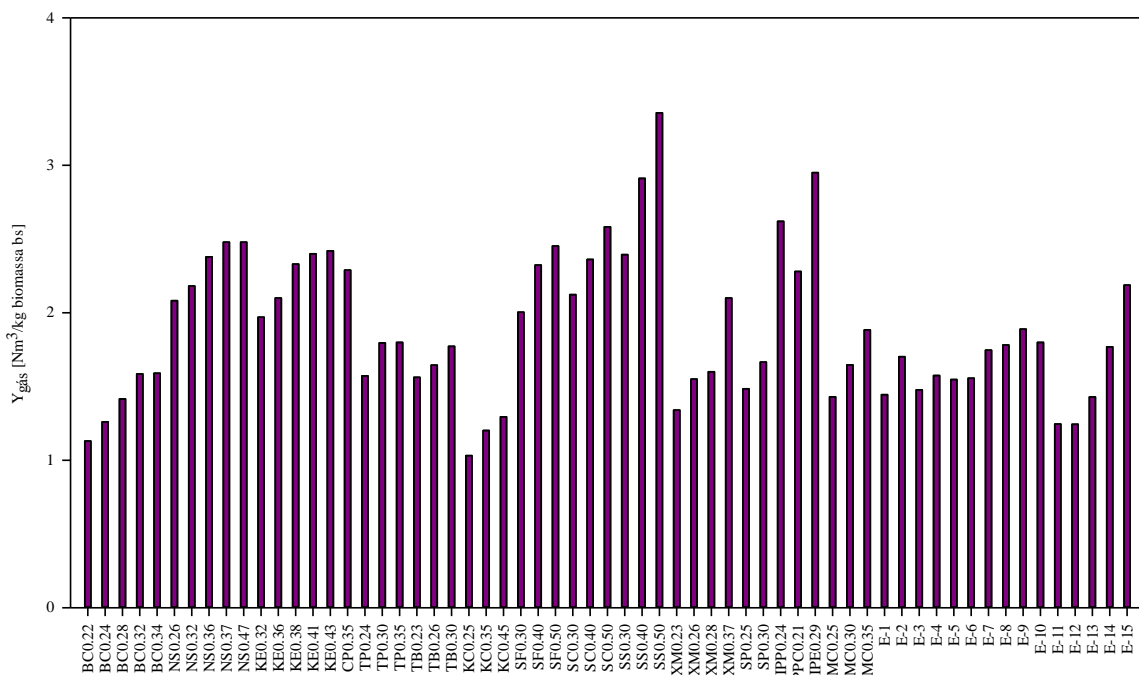


Figura 5.21 - Comparação da $Y_{gás}$ obtida nas diferentes EG's com a $Y_{gás}$ referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2

Em termos da EGA, foram encontrados na literatura valores compreendidos entre 23.5 e 69% [49], [55], [65], [73], [126], [129], [134]. O valor mínimo foi referido na gasificação de casca de arroz

com RE de 0.22 [73] e o mais elevado na gasificação de pellets de palha com RE de 0.24 [49]. A EGA obtida nas EG's realizadas no presente trabalho encontra-se na gama média/superior dos valores encontrados na literatura (ver Figura 5.22).

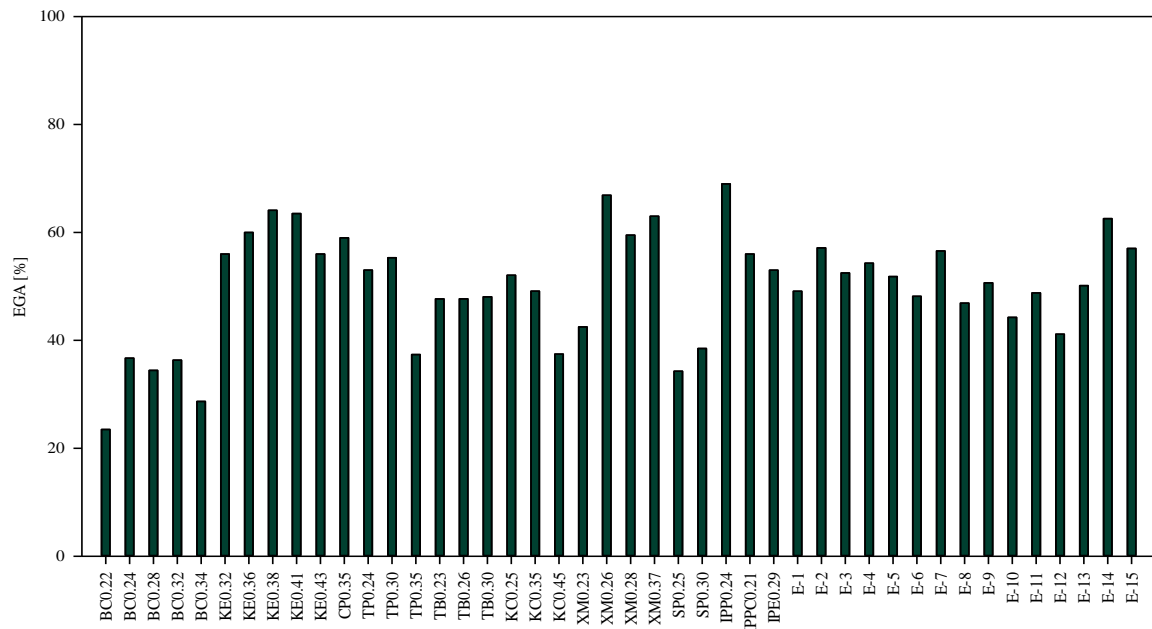


Figura 5.22 - Comparação entre a EGA das EG's efetuadas e a EGA referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2

Relativamente à ECC, são referidos na literatura valores entre 59.1 e 84.2% [33], [49], [128], [129]. O valor mínimo foi obtido na gasificação de estilha de madeira torrificada com RE de 0.29 [49] e o máximo na gasificação de casca de arroz com RE de 0.45 [33]. Os resultados obtidos no presente trabalho encontram-se na gama superior dos valores reportados na literatura e, em alguns casos, são superiores ao máximo de 84.2% referido (ver Figura 5.23).

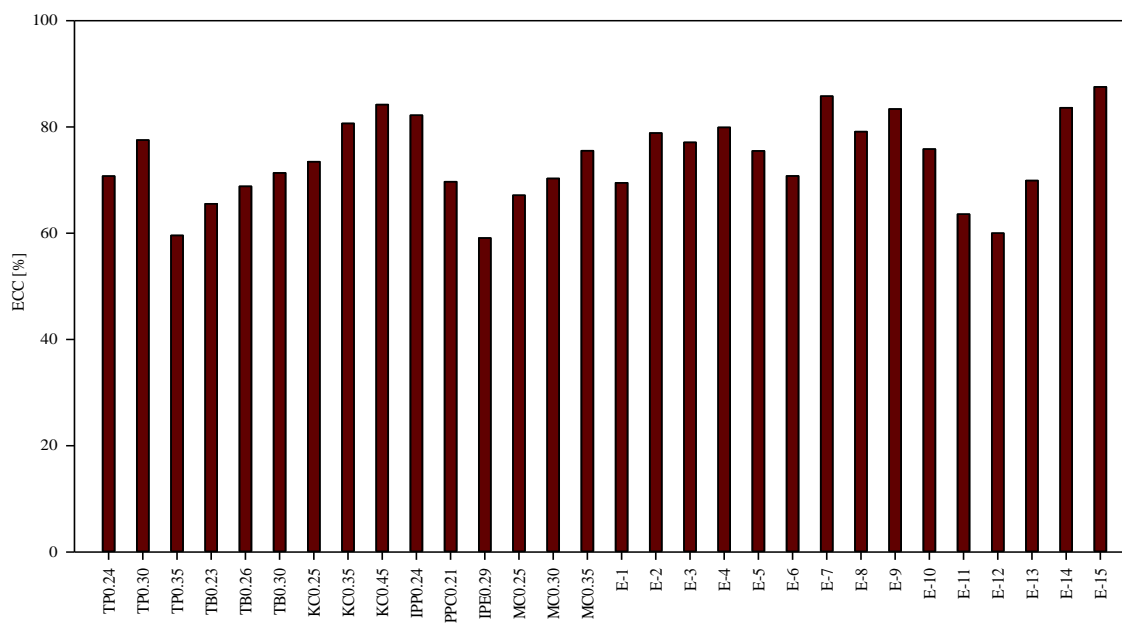


Figura 5.23 - Comparação entre a ECC das EG's efetuadas e a ECC referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores de LFB. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2

Para uma melhor comparação dos resultados obtidos apresentam-se nas Figuras 5.24, 5.25 e 5.26 os resultados reportados na literatura sobre a gasificação com ar em reatores de leito fixo ascendente e descendente e de LFC. Os valores referidos em relação à concentração de CO e H₂ encontram-se na gama de 6.9 a 32% v/v e 3 a 17% v/v respetivamente [25], [57], [61], [62], [69], [74] (ver Figura 5.24). O valor mínimo da concentração de CO foi obtido na gasificação de serrim de cipreste num LFC com RE de 0.54 [62] e o valor máximo na gasificação de pellets “pretos” (mistura de madeira: 75% de madeira conífera e 25% de madeira folhosa; pré tratada com explosão de vapor; mais informação sobre este método de pré tratamento de biomassa pode ser encontrada em [138]) num reator de leito fixo ascendente com RE de 0.20 [69]. O valor mínimo da concentração de H₂ foi obtido na gasificação de serrim de cicuta num LFC com RE de 0.52 [62] e o valor mais elevado na gasificação de pellets de madeira num reator de leito fixo ascendente com RE de 0.20 [69]. Em relação ao PCI do gás seco, a gama de valores referida na literatura encontra-se entre 2.4 e 7.3 MJ/Nm³ e o valor mínimo e máximo foram obtidos nos estudos de gasificação de serrim de cipreste e de pellets “pretos”, respetivamente, referidos anteriormente [62], [69] (ver Figura 5.24).

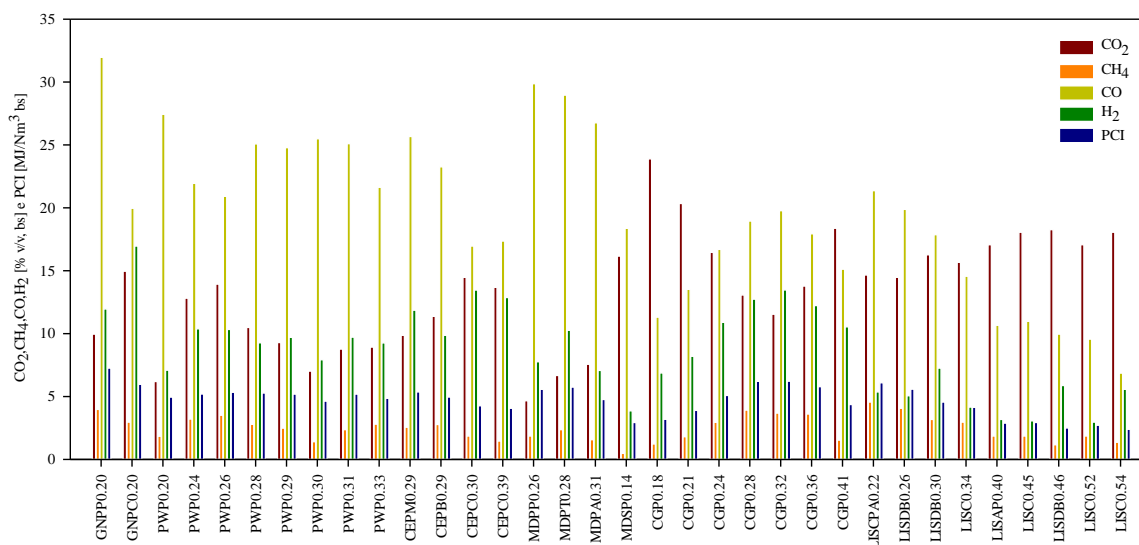


Figura 5.24 - Composição (CO_2 , CH_4 , CO e H_2) e PCI do gás seco referidos em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores ascendentes, descendentes e com LFC's. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2

Relativamente à $Y_{\text{gás}}$, para este tipo de reatores, valores entre 1.3 e 2.9 Nm^3 gás seco/kg biomassa bs foram reportados na literatura [69], [74] (ver Figura 5.25 (a)). O valor máximo foi obtido na gasificação de palha de milho num reator de leito fixo descendente com RE de 0.41 e o valor mínimo no mesmo estudo de gasificação mas com RE de 0.18 [74]. A EGA foi reportada com valores entre 44.2 e 77% [25], [61], [62], [69] (ver Figura 5.25 (b)), sendo o valor mínimo referido na gasificação de serrim composta por diversos tipos de biomassa com RE de 0.46 num reator de LFC [62] e o valor máximo na gasificação de pellets polacos com RE de 0.26 num reator de leito fixo ascendente [25].

Em relação à ECC são referidos valores na gama entre 81.6 e 102% [25], [62] (ver Figura 5.26), sendo o valor mínimo referente à gasificação de serrim de casca de pinheiro e abeto com RE de 0.22 e o máximo referente à gasificação de serrim de cipreste com RE de 0.45. Ambos os resultados foram obtidos em [62] num LFC. Evidentemente, o valor de 102% referido por Li et al., [62] cria alguma surpresa, podendo dever-se ao balanço de massa efetuado por este autor.

Os resultados obtidos na presente investigação encontram-se na gama inferior/média dos resultados referidos neste tipo de reatores.

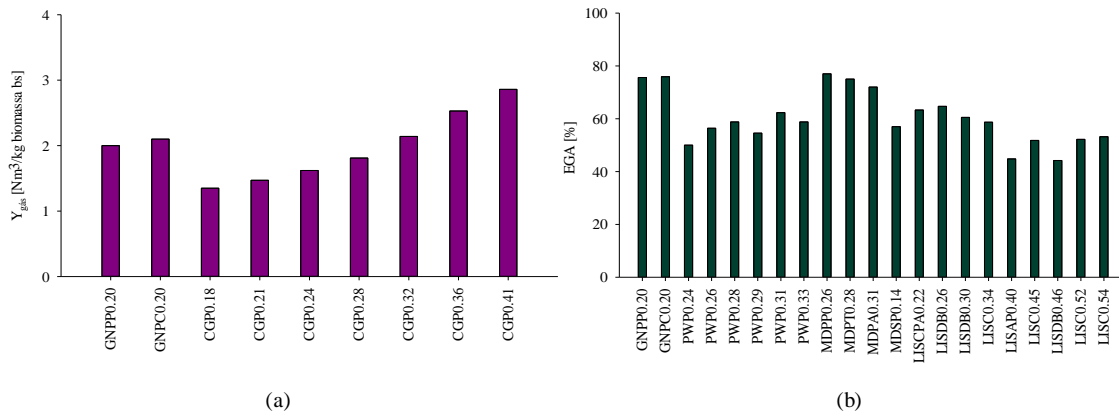


Figura 5.25 - (a) Y_{gas} e (b) EGA referidas em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores ascendentes, descendentes e com LFC's. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2

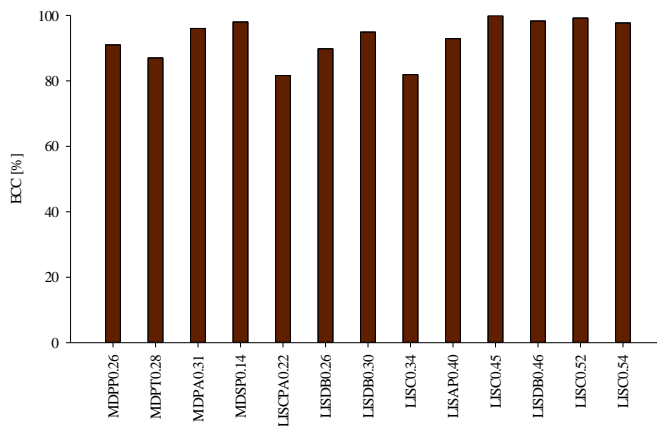


Figura 5.26 - ECC referida em estudos de gasificação de biomassa com ar em reatores ascendentes, descendentes e com LFC's. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2

No mesmo sentido, na Figura 5.27 apresentam-se alguns resultados obtidos em estudos de gasificação indireta (vapor) de biomassa. A concentração de CO e H_2 foi reportada na gama de 16.3 a 33.2% v/v e 21.3 a 55.5% v/v, respetivamente [108], [115], [116], [136], [137]. O valor mínimo da concentração de CO foi obtido na gasificação de pellets de madeira com uma V/B de 0.84 num reator de LFB [108] e de H_2 na gasificação de palha com uma V/B de 0.15 num reator de leito fixo [137]. Os valores máximos da concentração de CO e H_2 foram obtidos na gasificação de casca de amêndoa com uma V/B de 1 num reator de LFB [116]. Relativamente ao PCI do gás seco, os valores reportados na literatura sobre este tipo de gasificação encontram-se entre 10.3 e 15.8 MJ/Nm³ [115], [116], [136], [137], sendo que o valor mais elevado foi obtido na gasificação de palha referida anteriormente [137] e o valor menos elevado na gasificação de casca de arroz com uma V/B de 1 num reator de LFB [136]. Tal como expectável, observa-se que a gasificação indireta com vapor permite, de forma geral, a produção de um gás de melhor qualidade, apresentando uma concentração superior de CH_4

e H_2 e, consequentemente, um PCI superior. Assim, o gás produzido nas EG's efetuadas na presente investigação é de qualidade consideravelmente inferior ao gás tipicamente produzido com esta forma de gasificação.

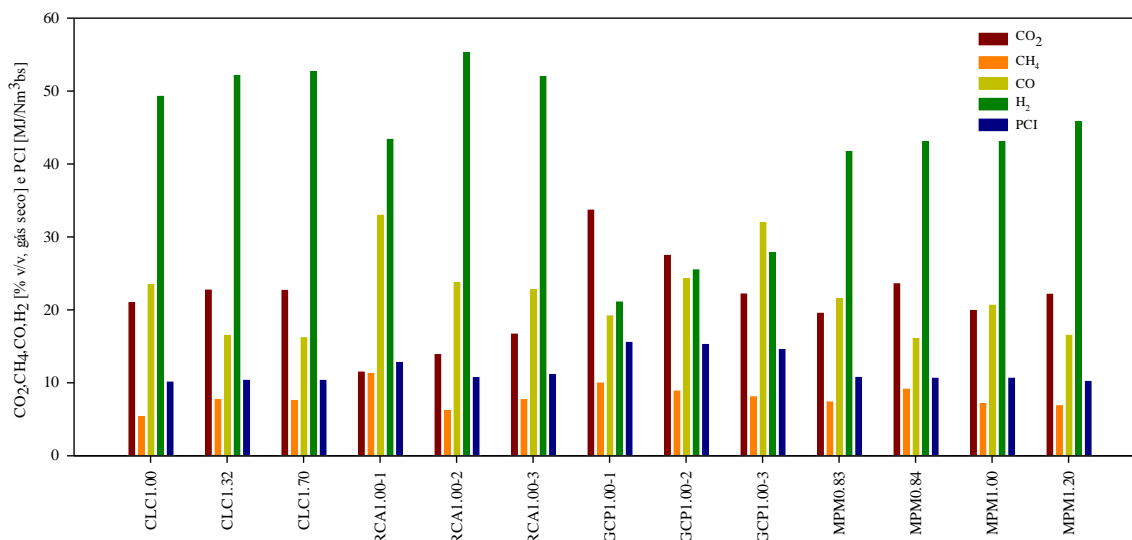


Figura 5.27 - Composição (CO_2 , CH_4 , CO , H_2) e PCI do gás seco referidos em estudo de gasificação de biomassa com vapor de forma indireta. Informação sobre os estudos e respetivos códigos pode ser encontrada na Tabela 5.2

5.5 LEITO FIXO DE CINZAS

Na Figura 5.28 é visível a composição e PCI do gás seco produzido ao passar pelo leito fixo de cinzas e sem passar pelo leito. É de referir que durante a SLR-3 e SL-2 ocorreram alguns problemas na operação do sistema reativo relacionados com a elevada temperatura atingida na condução de alimentação, que induziu a pirólise da biomassa no sem-fim principal. Assim, a qualidade do gás produzido sofreu alterações e, como tal, a comparação entre a SLR-2 e SL-2 deve ser realizada com algum cuidado e não foi efetuada uma SL-3. Tendo como base a SLR-1 e a SL-1, verifica-se um aumento da concentração de CO e H_2 quando o gás passa pelo leito fixo. O aumento de CO foi de aproximadamente 10% e de H_2 85%. Consequentemente, o PCI aumentou cerca de 17%, a EGA 32% e a ECC 12%. O estudo dos efeitos catalíticos que permitiram melhorar a composição do gás e a análise do conteúdo de alcatrões no gás, ao passar pelo leito fixo, e sem passar, foram realizados noutro trabalho.

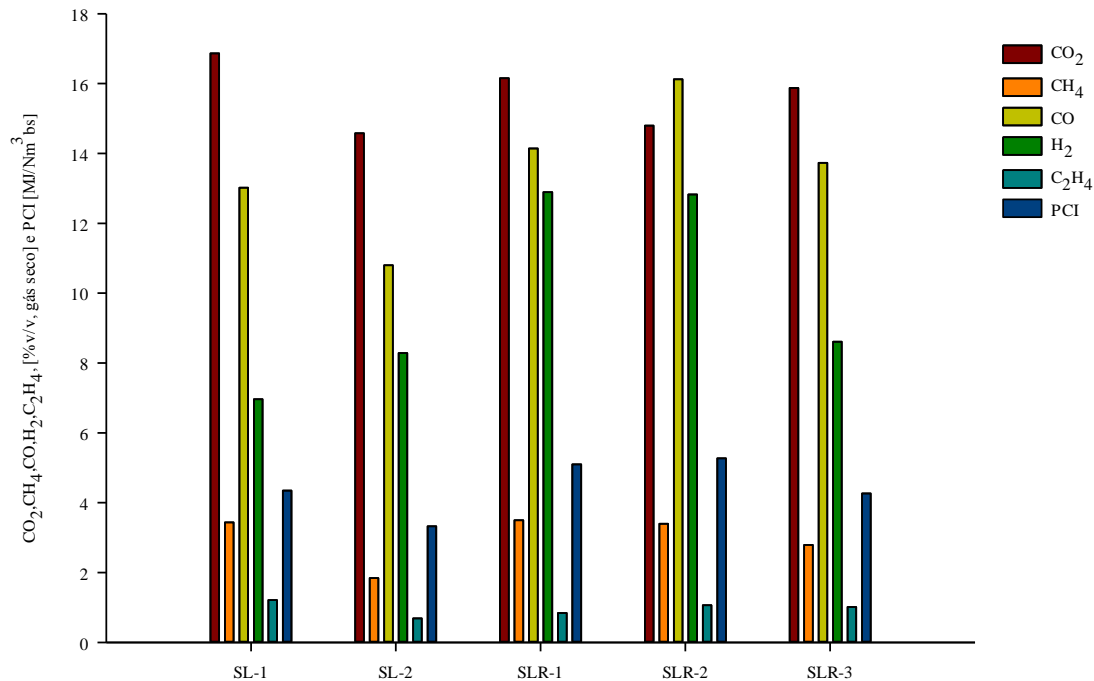


Figura 5.28 - Composição média do gás seco (CO₂, CH₄, CO, H₂ e C₂H₄) e respetivo PCI observados durante a gasificação de pellets de madeira (EG-1 e EG-2), ao passar pelo leito fixo de cinzas (SLR) e sem passar (SL)

5.6 CARBONO NO LETTO FLUIDIZADO

Na Figura 5.29 apresentam-se duas amostras do leito descarregado pelo sistema de descarga, uma referente a uma experiência de gasificação com eucalipto (EG-12) e a outra referente a uma experiência com pellets (EG-2). A amostra da EG-12 foi obtida no fim da experiência e da EG-2 durante o seu decorrer. A primeira foi retirada para efeitos de análise química. A segunda provém de uma descarga efetuada quando o leito fluidizado ultrapassou o nível da conduta de alimentação e, consequentemente, provocou alterações indesejadas no caudal de biomassa. Em ambas determinou-se o conteúdo de carbono, correspondendo 1% m/m à amostra retirada na experiência com eucalipto e 4% m/m à amostra retirada na experiência com pellets.

Os perfis de concentração do gás após o fim da alimentação de eucalipto e pellets (ver Figura 5.30) estão em concordância com as diferenças evidenciadas, pois, para além de se observarem concentrações superiores de CO e CO₂ no perfil referente aos pellets, observa-se que a produção destas espécies continua durante praticamente o dobro do tempo em comparação com o observado para o eucalipto. Contudo, convém salientar que estes perfis partem de condições de RE diferentes, 0.22 no caso dos pellets e 0.18 no caso do eucalipto, e que a amostragem do gás após o fim da

alimentação foi efetuada acima da superfície do leito, no caso dos pellets, e, no caso do eucalipto, foi realizada na exaustão, existindo assim outros aspetos a ter em consideração. Similarmente, os perfis da temperatura após o fim da alimentação (ver Figura 5.31) permitem observar que, no caso dos pellets, a temperatura tende a aumentar de 820 a 1061°C no leito durante cerca de 40 minutos, diminuindo posteriormente, ao passo que, no caso do eucalipto, tende a aumentar de 707 a 865°C no leito durante aproximadamente 7 minutos, antes de diminuir. Estes diferentes comportamentos são um reflexo do inventário de carbono presente no leito e recomenda-se que sejam analisados de forma mais pormenorizada em estudos futuros.



Figura 5.29 - Aspeto macroscópico sobre papel milimétrico do leito descarregado numa EG com (a) eucalipto e (b) pellets

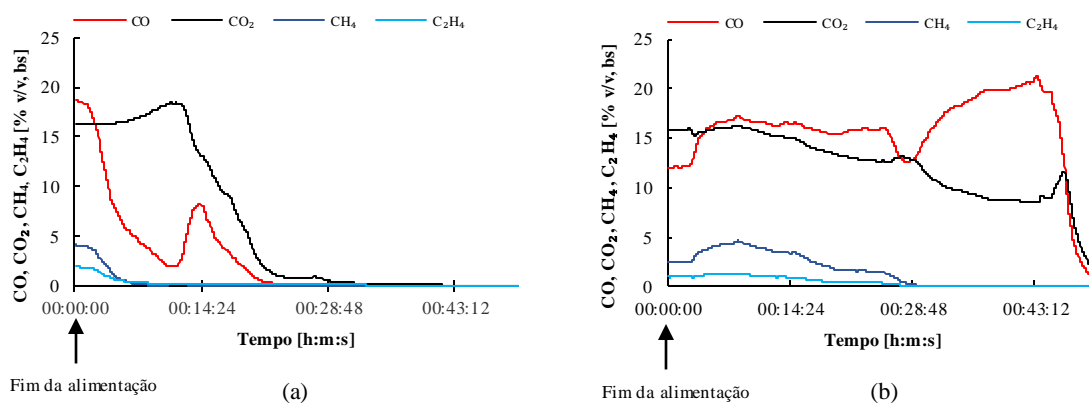


Figura 5.30 - Composição do gás seco (CO , CO_2 , CH_4 , C_2H_4) após o fim da alimentação numa EG com (a) eucalipto e (b) pellets

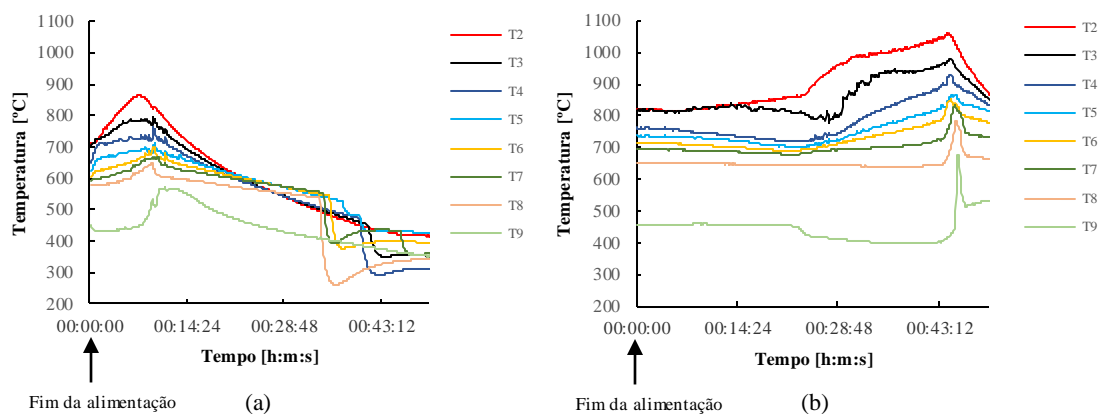


Figura 5.31 - Temperatura em diversos locais do reator após o fim da alimentação numa EG com (a) eucalipto e (b) pellets

Adicionalmente, na Figura 5.32, é possível observar as diferenças macroscópicas entre os carbonizados produzidos em experiências com eucalipto e pellets. Observou-se que os carbonizados resultantes dos pellets tinham uma forma praticamente idêntica à do pellet original. Isto pode-se dever ao facto de que material com elevadas dimensões apresenta taxas de aquecimento inferiores comparativamente a material mais fino [51] e combustíveis com elevada massa volúmica, como pellets, dificilmente se fragmentam no reator [12]. No mesmo sentido, com taxas de aquecimento baixas, os carbonizados da biomassa tendem a manter a estrutura da biomassa original [51]. As partículas carbonizadas resultantes dos diferentes destroçados de eucalipto têm um aspeto agulhado e fino e também apresentam, de forma menos visível, uma estrutura semelhante à do eucalipto original.

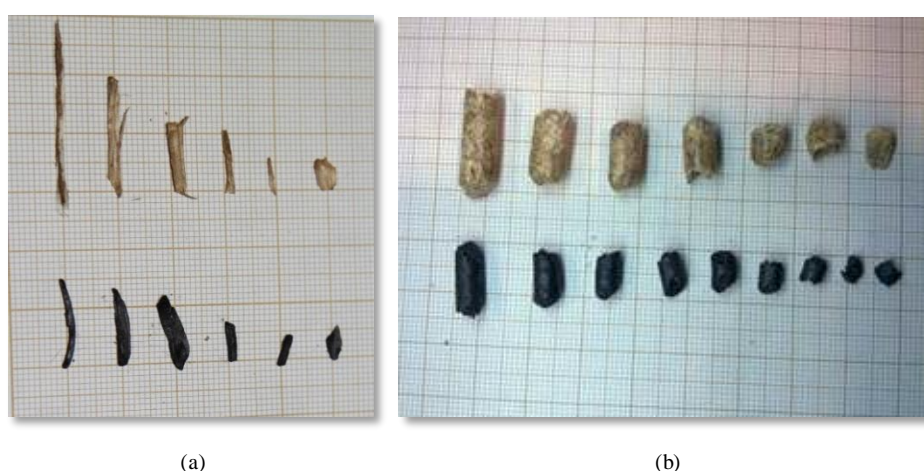


Figura 5.32 - Aspeto macroscópico sobre papel milimétrico de (a) eucalipto e respetivos carbonizados e (b) pellets e respetivos carbonizados

O aspeto macroscópico das partículas carbonizadas tem um impacto elevado no processo de gasificação, não só pelas diferenças na reatividade [51], mas também pela quantidade de carbonizados que são arrastados pela corrente gasosa. Tal como referido anteriormente, no caso das EG's efetuadas com eucalipto observou-se um maior arrastamento de carbonizados, justificando até certo ponto o menor inventário de carbono no leito.

5.7 AGLOMERAÇÃO E DESFLUIDIZAÇÃO

Após diversas horas de operação observaram-se em algumas EG's condições de aglomeração e perda de fluidização do leito. A perceção e previsão da ocorrência destes fenómenos consiste numa tarefa complexa podendo ser executada com recurso a diversas técnicas. Alguns estudos relacionados com esta temática podem ser encontrados em [93], [94], [139], [140]. Nas EG's efetuadas, a desfluidização ocorreu sobretudo quando o leito atingiu temperaturas superiores a 900°C e foi indicada por flutuações acentuadas deste parâmetro e da composição do gás (ver Figura 5.33). Este tipo de flutuações refletem condições pobres de mistura no leito. Um controlo adequado dos parâmetros operatórios, por exemplo através da operação com temperaturas na zona do leito inferiores à temperatura de fusão das cinzas, pode contribuir para a prevenção da aglomeração do leito e consequente desfluidização. Dado que este fenómeno tem impactos significativos no funcionamento do reator, podendo conduzir à interrupção da operação, encontram-se na literatura diversos estudos sobre o efeito de diversos parâmetros operatórios na desfluidização, tal como, algumas estratégias que visam evitar a sua ocorrência [67], [139], [141].

Nas EG's efetuadas com pellets observou-se a formação de aglomerados e a perda de fluidização, contudo, a desfluidização completa somente foi observada na EG-1 e num teste efetuado ao sistema de combustão dos gases de gasificação. Nestas experiências foi possível prever a ocorrência deste fenómeno mas não evitá-la. Como medida de correção para reverter o fenómeno, procedeu-se ao aumento do caudal de ar primário e à descarga do leito para tentar destruir/remover os aglomerados e, consequentemente, permitir novamente a fluidização do leito, contudo, tal não surtiu efeito e foi necessário interromper o funcionamento do reator. No caso da EG-1, devido à drenagem e reposição de quantidades significativas do leito, conseguiu-se ainda retomar o funcionamento duas horas depois da interrupção da alimentação de biomassa. Nesta experiência, após a desfluidização, visualizou-se, através do porto localizado acima da conduta de alimentação (G, Figura 3.1), que a superfície do leito se encontrava praticamente estática, e, após o arrefecimento do leito, encontraram-se camadas extensas de aglomerados nesta zona. A recolha dos aglomerados consistiu num processo com alguma complexidade pois estes desintegram-se facilmente a baixas temperaturas. Na Figura 5.34 é possível visualizar o aspeto dos fragmentos destes aglomerados. Noutro sentido, nas EG's efetuadas com

eucalipto não se observou a existência de aglomerados nem a perda de fluidização do leito, provavelmente devido às inferiores temperaturas de operação.

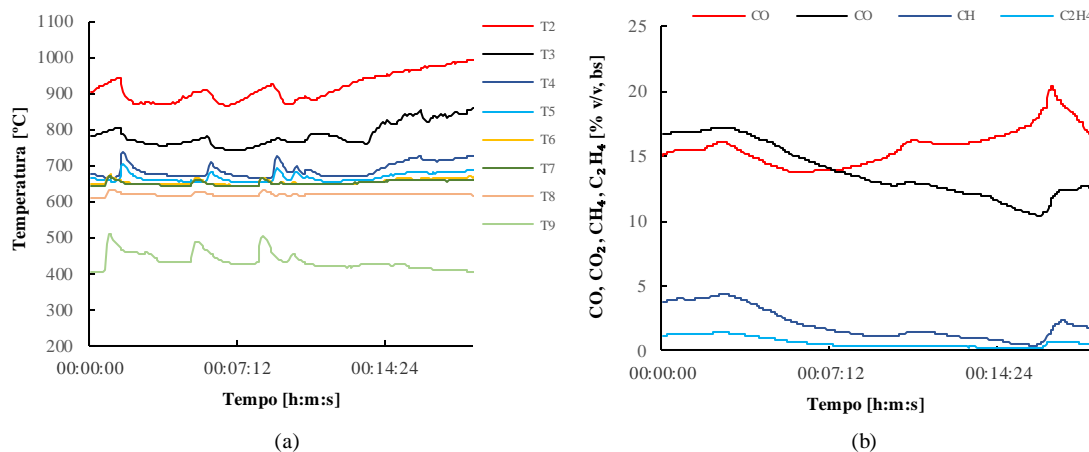


Figura 5.33 - (a) Temperatura em diversos locais do reator e (b) composição do gás, ao longo do tempo, durante a ocorrência da desfluidização do leito numa EG com pellets



Figura 5.34 - Aglomerados do leito recolhidos após uma EG com pellets

5.8 FUNCIONAMENTO DO SISTEMA DE COMBUSTÃO DOS GASES DE GASIFICAÇÃO

As EG's permitiram concluir que o gás produzido durante o processo de gasificação de biomassa apresenta propriedades combustíveis adequadas para o queimador de gás efetuar a sua queima de forma contínua e estável, sem ser necessária a utilização de um combustível auxiliar ou a presença permanente de uma fonte de ignição (ver Figura 5.35). Contudo, em situações em que o estado da

operação do gasificador sofre perturbações, como na desfluidização do leito, o gás produzido deixa de apresentar propriedades adequadas para ser comburido de forma estável, ocorrendo a interrupção periódica, e até completa, do funcionamento do queimador.

Noutra perspetiva, durante as EG's observou-se a acumulação de partículas, como fuligem, alcatrões, carbonizados e cinzas, em diversos locais do sistema de combustão (ver Figuras 5.36 e 5.37). A acumulação ocorreu sobretudo nas condutas do queimador de gás situadas a montante da zona de ignição (X, figura 5.35), devido à condensação de material, como alcatrões, proporcionada pelo arrefecimento do gás. Em algumas EG's efetuadas com destroçados de eucalipto, as partículas carbonizadas, devido à estrutura fina e agulhada, foram arrastadas do reator pela corrente gasosa acumulando-se no queimador de gás com o material condensado. Nesses casos, a acumulação de material atingiu proporções consideravelmente elevadas (ver Figura 5.37) que provocaram a diminuição da capacidade do sistema em aspirar o gás, sendo este libertado, em grande parte, pelo tubo de escape (X, Figura 3.1). Nas experiências efetuadas com eucalipto em que não se verificou uma acumulação tão elevada de material, observou-se, regularmente, a libertação de partículas incandescentes pela exaustão do queimador e, numa menor escala, pelas 3 zonas de entrada do ar atmosférico (ver Figura 5.39). Estes aspetos representam a necessidade de melhorar as condições de operação e as características dos destroçados de eucalipto de forma a minimizar o arraste de material por parte da corrente gasosa, bem como, a sua acumulação com material condensado no queimador de gás. Adicionalmente, o queimador deve ser otimizado em termos de estabilidade de operação e de capacidade de aspiração, por exemplo através da alteração da posição do injetor de ar e/ou da quantidade de ar atmosférico a admitir. Num próximo estágio deve-se desenvolver uma metodologia instrumental que permita monitorizar a eficiência da queima efetuada.



Figura 5.35 - Queimador de gás em operação

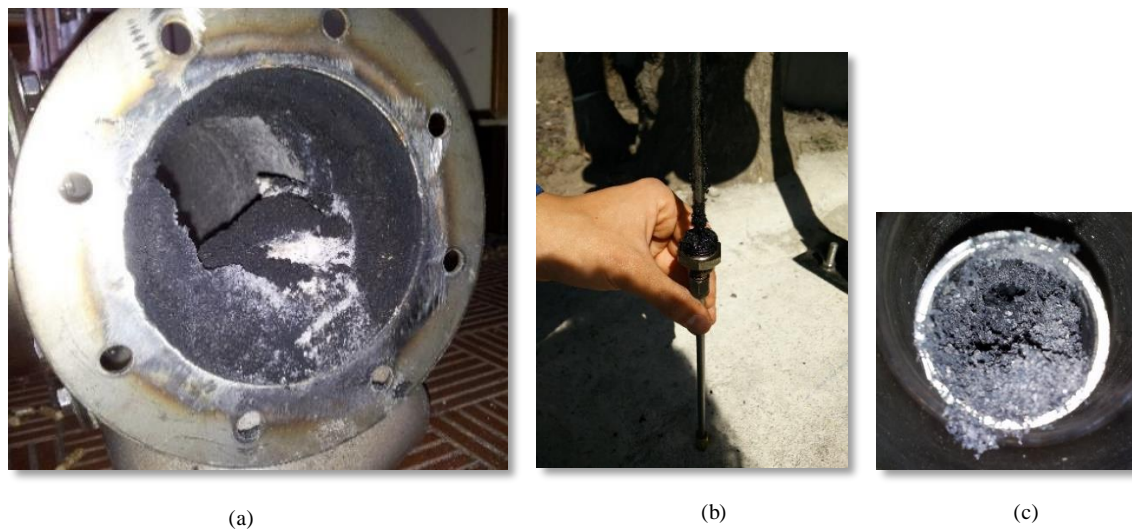


Figura 5.36 - Material carbonáceo e cinzas acumulados em (a) conduta a montante da chama de ignição (X, Figura 5.35), (b) injetor de ar do queimador e (c) porto de inserção do injetor de ar



Figura 5.37 - Acumulação de material carbonáceo no queimador de gás (X, Figura 5.35), em EG's realizadas com eucalipto



Figura 5.38 – Aspeto do material acumulado nas condutas durante EG's com eucalipto



Figura 5.39 - Libertação de partículas incandescentes pela exaustão do queimador de gás, durante EG's com eucalipto

6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

6.1 CONCLUSÕES

Neste trabalho foi operacionalizada uma instalação piloto de gasificação direta de biomassa num leito fluidizado borbulhante, localizada na Universidade de Aveiro. Obteve-se informação sobre as condições experimentais e características do gás produzido durante a gasificação com ar de pellets de madeira e diversos destroçados de eucalipto. Dos aspetos experimentais evidenciados e discutidos anteriormente, podem-se salientar as seguintes conclusões:

(1) A operação decorreu com caudais de biomassa entre os 8.3 e 17.3 kg btq/h e a temperatura média do leito apresentou valores entre 700 e 850°C. Para as razões de equivalência estabelecidas, entre 0.17 e 0.36, a composição do gás seco, em termos volumétricos, apresentou-se entre 14.0 a 21.4% CO, 14.2 a 17.5% CO₂, 3.6 a 5.8% CH₄, 1.3 a 2.4% C₂H₄, 2.0 a 10.2% H₂ e 48.9 a 61.1% N₂.

(2) O PCI do gás seco encontrou-se entre os 4.4 e 6.9 MJ/Nm³ e os valores mais elevados foram observados durante as experiências de gasificação efetuadas com menor razão de equivalência. A $Y_{\text{gás}}$ variou entre 1.2 e 2.2 Nm³/kg biomassa bs, a EGA entre 41.1 e 62.6% e a ECC entre 60.0 e 87.5%. Estes três parâmetros, sobretudo a $Y_{\text{gás}}$, demonstraram tendência para aumentar com o aumento da RE.

(3) A melhor condição em termos da EGA consistiu na gasificação do destroçado de eucalipto B2 com RE de 0.25 (EG-14), e, em termos da $Y_{\text{gás}}$ e ECC, na gasificação do destroçado de eucalipto B2 com RE de 0.35 (EG-15). Contudo, o gás com maior PCI foi obtido durante a gasificação do destroçado de eucalipto B2 com RE de 0.17 (EG-11).

(4) O reator demonstrou capacidade para efetuar estudos de gasificação de biomassa, através de perfis estáveis de temperatura e de composição do gás e da produção de um gás com relativa elevada qualidade. Adicionalmente, foi possível operar em regime auto-térmico, isto é, sem a necessidade de utilização de sistemas auxiliares de aquecimento.

(5) O queimador de gás revelou capacidade para efetuar a queima do gás produzido sem a necessidade de um queimador auxiliar ou de uma fonte de ignição permanente, contudo, observaram-se alguns aspetos passíveis de melhorias, como a aspiração do gás ou a acumulação de material nas condutas a montante da zona de ignição.

(6) Condições significativas de aglomeração e perda de fluidização somente foram observadas durante a gasificação de pellets, com temperaturas na zona do leito superiores a 900°C.

(7) Ao passar pelo leito fixo de cinzas, o gás produzido revelou um aumento da concentração de CO de 10% e H₂ de 85%. Consequentemente, o PCI aumentou 17%, a EGA 32% e a ECC 12%.

Pode considerar-se que atualmente o Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro encontra-se dotado de uma instalação com capacidade para efetuar a gasificação de biomassa num reator de LFB à escala piloto. Esta encontra-se operacionalizada e testada e contém equipamentos que permitem condicionar e analisar o gás produzido e efetuar a sua queima previamente à libertação para a atmosfera.

Os resultados obtidos neste trabalho permitiram obter experiência tecnológica e informação que pode ser importante para o desenvolvimento de processos auto-térmicos de gasificação de biomassa e, mais especificamente, para os setores industriais em Portugal que se encontram interessados em substituir os combustíveis fósseis gasosos utilizados nos seus processos pelo gás produzido através da gasificação direta dos resíduos florestais e agrícolas existentes no contexto nacional. Assim, e dado que os principais objetivos consistiam em operacionalizar a instalação e prestar um contributo para o aumento da informação existente na literatura sobre os diferentes aspetos relacionados com a gasificação de biomassa, com especial ênfase na gasificação direta com ar, pode-se considerar que o trabalho foi bem sucedido.

6.2 SUGESTÕES E RECOMENDAÇÕES

Apesar da instalação à escala piloto oferecer condições para efetuar a gasificação de biomassa e para condicionar, analisar e queimar o gás produzido, existem diversos aperfeiçoamentos que podem ser realizados, nomeadamente:

- (1) Instalar um analisador *online* de H₂;

A informação sobre a concentração de H₂ em tempo real é essencial para identificar a resposta deste parâmetro à variação de outros parâmetros operatórios e para determinar a condição operatória que permite a produção de um gás com melhores propriedades combustíveis.

- (2) Instalar um dispositivo de controlo mássico na condução de alimentação de biomassa;

A medição do caudal de biomassa é efetuada através do registo manual ao longo do tempo. Desta forma, torna-se difícil conhecer o caudal de biomassa em tempo real e permite-se a ocorrência de erros humanos durante a realização deste registo. Posteriormente, estes erros irão influenciar os valores determinados para diversos parâmetros, como a RE.

- (3) Instalar um fluxómetro gasoso na exaustão do reator;

A determinação do caudal volumétrico de gás é realizada com recurso a um balanço mássico ao nitrogénio (ver secção 4.3.3). Com um fluxómetro gasoso na exaustão do reator, para além de ser possível confirmar o resultado obtido através do balanço mássico, possibilita-se o acesso a esta informação em tempo real.

Tendo a informação em contínuo da composição do gás seco ($\text{CO}, \text{H}_2, \text{CH}_4, \text{C}_2\text{H}_4$), do caudal de biomassa e do caudal volumétrico, seria possível determinar o PCI, a $Y_{\text{gás}}$, a EGA e a ECC, ao longo do tempo e em simultâneo com a operação do reator.

(4) Instalar uma terceira linha aquecida para amostragem do gás;

Tal como referido na secção 3.3, existem três zonas de amostragem para duas linhas de amostragem, o que força a alteração da disposição das linhas durante as EG's. Esta alteração, para além de ser difícil de executar, causa distrações e perdas de tempo que podem ter consequências negativas na operação do gasificador. A situação apropriada consistiria em ter várias linhas de amostragem, vários sistemas de condicionamento do gás e um sistema de comutação que permitisse facilmente alternar a conexão entre os analisadores e as linhas. Para além de facilitar a operação, assim seria possível efetuar a comparação, em tempo praticamente real, da composição do gás ao passar em diferentes locais com diferentes características e, consequentemente, avaliar os efeitos de injeções de ar secundárias ou de outros agentes de gasificação, de zonas com diferentes materiais, ou de outras ideias semelhantes. Contudo, a adição de uma terceira linha de amostragem seria suficiente para facilitar este tipo de estudos.

(5) Melhorar o desempenho do sistema de alimentação;

Para além dos problemas referidos ao longo da secção 5, relacionados com a uniformidade do caudal de alimentação, verifica-se, independentemente do motor utilizado, a incapacidade do sistema em operar com caudais de biomassa muito pequenos ou muito elevados, diminuindo assim o controlo sobre os parâmetros de operação e inviabilizando a cobertura de uma gama extensa da RE. Assim, futuramente, deve-se estudar uma forma de aumentar esta cobertura e de aumentar a regularidade da alimentação, sobretudo durante a gasificação de combustíveis com baixa densidade aparente.

(6) Elaborar uma metodologia mais eficiente para recolha dos alcatrões;

(7) Elaborar uma metodologia para determinação da concentração dos alcatrões no gás produzido que permita especificar a concentração de cada espécie de alcatrões;

(8) Elaborar uma metodologia para monitorizar a eficiência do queimador de gás;

(9) Alterar a estrutura do queimador de gás de forma a permitir a drenagem do material acumulado durante as experiências de gasificação;

(10) Melhorar o desempenho de aspiração do queimador de gás, por exemplo através da alteração da posição do injetor ou do aumento do caudal de ar introduzido.

Em termos de trabalhos futuros, deve-se estudar a gasificação dos diferentes tipos de biomassa resultantes da atividade industrial, agrícola e florestal, como o bagaço de azeitona, resíduos de podas de vinha, fruteiras e oliveira, caroços de fruta, palha de cereal, diferentes tipos e misturas de serrim, casca de pinheiro, *miscanthus*, entre outros. Cada EG deve ser efetuada com diferentes RE's e deve-se procurar a condição ótima que permita produzir o gás com melhor qualidade e atingir a máxima eficiência. Noutra perspetiva, o leito fixo de cinzas apresentou um elevado potencial na melhoria da qualidade do gás. Futuramente, devem-se realizar diversos estudos que quantifiquem a concentração de alcatrões no gás produzido, ao passar por este leito, e, sem passar. Caso os resultados sejam significativamente positivos, deve-se proceder à conceção de um reator que permita a instalação de um segundo leito constituído por cinzas, de forma a obrigar todo o gás produzido a sofrer o efeito catalítico. Adicionalmente, podem-se testar outros materiais com efeitos catalíticos, como dolomite, olivina, alumina, entre outros.

Bibliografia

- [1] E. Bocci, M. Sisinni, M. Moneti, L. Vecchione, D. C. A, M. Villarini. State of art of small scale biomass gasification power systems : a review of the different typologies. *Energy Procedia*, vol. 45, pp. 247–256, 2014.
- [2] S. Luthra, S. Kumar, D. Garg, A. Haleem. Barriers to renewable / sustainable energy technologies adoption : Indian perspective. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 41, pp. 762–776, 2015.
- [3] S. Heidenreich, P. U. Foscolo. New concepts in biomass gasification. *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 46, pp. 72–95, 2015.
- [4] H. Long, X. Li, H. Wang, J. Jia. Biomass resources and their bioenergy potential estimation: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 26, pp. 344–352, 2013.
- [5] H. Qi, B. Zhao. *Cleaner Combustion and Sustainable World*. Springer Science & Business Media, vol. 19, 2012.
- [6] S. Ferreira, N. A. Moreira, E. Monteiro. Bioenergy overview for Portugal. *Biomass and Bioenergy*, vol. 33, pp. 1567–1576, 2009.
- [7] M. Siedlecki, W. De Jong, A. H. M. Verkooijen. Fluidized Bed Gasification as a Mature And Reliable Technology for the Production of Bio-Syngas and Applied in the Production of Liquid Transportation Fuels—A Review. *Energies*, vol. 4, pp. 389–434, 2011.
- [8] D. L. Sanchez, J. H. Nelson, J. Johnston, A. Mileva, D. M. Kammen. Biomass enables the transition to a carbon-negative power system across western North America. *Nature Climate Change*, vol. 5, pp. 230–234, 2015.
- [9] World Energy Council, “World Energy Resources”, <http://www.worldenergy.org/> 2013.
- [10] DGEG, “Renováveis, Estatísticas Rápidas”, <http://dgeg.pt/> 2015.
- [11] Resolução do Conselho de Ministros nº20/2013, “Plano Nacional de Ação para as Energias Renováveis ao abrigo da directiva 2009/28/CE”, <http://dre.pt/> 2013.
- [12] M. Asadullah. Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 29, pp. 201–215, 2014.
- [13] G. Lourinho, P. Brito. Assessment of biomass energy potential in a region of Portugal (Alto Alentejo). *Energy*, vol. 81, pp. 189–201, 2015.

- [14] M. Baratieri, P. Baggio, L. Fiori, M. Grigante. Biomass as an energy source: thermodynamic constraints on the performance of the conversion process. *Bioresource Technology*, vol. 99, pp. 7063–7073, 2008.
- [15] P. Mckendry. Energy production from biomass (part 2): conversion technologies. *Bioresource Technology*, vol. 83, pp. 47–54, 2002.
- [16] S. V. Vassilev, D. Baxter, L. K. Andersen, C. G. Vassileva. An overview of the chemical composition of biomass. *Fuel*, vol. 89, pp. 913–933, 2010.
- [17] P. W. R. Adams, M. C. McManus. Small-scale biomass gasification CHP utilisation in industry: Energy and environmental evaluation. *Sustainable and Energy Technology and Assessments*, vol. 6, pp. 129–140, 2014.
- [18] C. C. Sreejith, C. Muraleedharan, P. Arun. Life cycle assessment of producer gas derived from coconut shell and its comparison with coal gas: an Indian perspective. *International Journal of Energy and Environmental Engineering*, vol. 4, 2013.
- [19] S. Fürnsinn, R. Bühler, H. Hofbauer. Health, Safety and Environment in Biomass Gasification. IEA Bioenergy Task 33/ Thermal Gasification of Biomass of the International Workshop, 2005.
- [20] H. A. M. Knoef. Handbook Biomass Gasification. BTG Biomass Technology Group BV, the Netherlands, 2005.
- [21] E. Monteiro, P. Brito, L. Calado. Gaseificação Térmica de Miscanthus. *Bioenergia Portugal*, 2015.
- [22] J. A. Ruiz, M. C. Juárez, M. P. Morales, P. Muñoz, M. A. Mendívil. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 18, pp. 174–183, 2013.
- [23] F. Lettner, H. Timmerer, P. Haselbacher. Deliverable 8: Biomass gasification – State of the art description. 2007.
- [24] I. Wender. Reactions of synthesis gas. *Fuel Processing Technology*, vol. 48, pp. 189–297, 1996.
- [25] M. Dudyński, J. C. van Dyk, K. Kwiatkowski, M. Sosnowska. Biomass gasification: Influence of torrefaction on syngas production and tar formation. *Fuel Processing Technology*, vol. 131, pp. 203–212, 2015.

- [26] D. Baruah, D. C. Baruah. Modeling of biomass gasification: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 39, pp. 806–815, 2014.
- [27] C. Pfeifer, S. Koppatz, H. Hofbauer. Steam gasification of various feedstocks at a dual fluidised bed gasifier: Impacts of operation conditions and bed materials. *Biomass Conversions and Biorefinery*, vol. 1, pp. 39–53, 2011.
- [28] J. Ahrenfeldt, T. P. Thomsen, U. Henriksen, L. R. Clausen. Biomass gasification cogeneration – A review of state of the art technology and near future perspectives. *Applied Thermal Engineering*, vol. 50, pp. 1407–1417, 2013.
- [29] A. F. Kirkels, G. P. J. Verbong. Biomass gasification: Still promising? A 30-year global overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 15, pp. 471–481, 2011.
- [30] C. Font Palma. Modelling of tar formation and evolution for biomass gasification: A review. *Applied Energy*, vol. 111, pp. 129–141, 2013.
- [31] J. P. Ciferno, J. J. Marano. Benchmarking biomass gasification technologies for fuels, chemicals and hydrogen production. U.S. Department of Energy; National Energy Technology Laboratory, 2002.
- [32] Z. A. B. Z. Alauddin, P. Lahijani, M. Mohammadi, A. R. Mohamed. Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, pp. 2852–2862, 2010.
- [33] M. K. Karmakar, J. Mandal, S. Haldar, P. K. Chatterjee. Investigation of fuel gas generation in a pilot scale fluidized bed autothermal gasifier using rice husk. *Fuel*, vol. 111, pp. 584–591, 2013.
- [34] G. Schuster, G. Löffler, K. Weigl, H. Hofbauer. Biomass steam gasification - An extensive parametric modeling study. *Bioresource Technology*, vol. 77, pp. 71–79, 2001.
- [35] A. Haryanto, S. D. Fernando, L. O. Pordesimo, S. Adhikari. Upgrading of syngas derived from biomass gasification: A thermodynamic analysis. *Biomass and Bioenergy*, vol. 33, pp. 882–889, 2009.
- [36] P. Kaushal, J. Abedi, N. Mahinpey. A comprehensive mathematical model for biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor. *Fuel*, vol. 89, pp. 3650–3661, 2010.
- [37] C. Di Blasi. Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chemical Engineering Science*, vol. 55, pp. 2931–2944, 2000.
- [38] R. Radmanesh, J. Chaouki, C. Guy. Biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor: Experiments and modeling. *AIChE J.*, vol. 52, pp. 4258–4272, 2006.

- [39] A. Gómez-Barea, B. Leckner. Estimation of gas composition and char conversion in a fluidized bed biomass gasifier. *Fuel*, vol. 107, pp. 419–431, 2013.
- [40] M. Puig-Arnabat, J. C. Bruno, A. Coronas. Review and analysis of biomass gasification models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, pp. 2841–2851, 2010.
- [41] K. Sandeep, S. Dasappa. First and second law thermodynamic analysis of air and oxy-steam biomass gasification. *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 39, pp. 19474–19484, 2014.
- [42] M. Asadullah. Biomass gasification gas cleaning for downstream applications: A comparative critical review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 40, pp. 118–132, 2014.
- [43] L. D. Dung, K. Morishita, T. Takarada. Catalytic Decomposition of Biomass Tars at Low-Temperature. *InTech*, pp. 285–306, 2013.
- [44] Y. Shen, K. Yoshikawa. Recent progresses in catalytic tar elimination during biomass gasification or pyrolysis—A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 21, pp. 371–392, 2013.
- [45] L. P. L. M. Rabou, R. W. R. Zwart, B. J. Vreugdenhil, e L. Bos. Tar in biomass producer gas, the Energy research Centre of The Netherlands (ECN) experience: An enduring challenge. *Energy and Fuels*, vol. 23, pp. 6189–6198, 2009.
- [46] M. A. A. de Matos. Formação e redução de NOx na combustão de coque em leito fluidizado. Universidade de Aveiro, 1995.
- [47] L. A. D. C. Tarelho. Controlo de emissões gasosas poluentes resultantes da combustão de carvão em leito fluidizado. Universidade de Aveiro, 2001.
- [48] E. E. S. Lora, R. V. Andrade, J. D. M. Ángel, M.A.H. Leite, M.H.Rocha, C.A.V.B. de Sales, M.A.G. Mendoza, D. S. O. Coral. Gaseificação e pirólise para a conversão da biomassa em eletricidade e biocombustíveis. pp 412-498, 2012.
- [49] I. Isik-Gulsac, P. Gafarova-Aksoy, H. Karatas, Y. Durak-Cetin, A. Sarioglan. Biomass gasification in bubbling fluidized bed: Effect of biomass type on syngas properties. 23rd European Biomass Conference and Exhibition 1-4 June, pp. 828-833, 2015.
- [50] M. Barrio. Experimental investigation of small-scale gasification of woody biomass. The Norwegian University of Science and Technology, 2002.
- [51] K. J. Timmer. Carbon conversion during bubbling fluidized bed gasification of biomass. *Faculty Work*, vol. 76, 2008.

- [52] P. Basu. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Taylor & Francis Group, LLC, 2006.
- [53] Food and Agriculture Organization of The United Nations. *Wood gas as engine fuel*. 1986.
- [54] G. Ruoppolo, F. Miccio, P. Brachi, A. Picarelli, R. Chirone. *Fluidized Bed Gasification of Biomass and Biomass/Coal Pellets in Oxygen and Steam Atmosphere*. *Chemical Engineering Transactions*, vol. 32, pp. 595–600, 2013.
- [55] S. Sarker, F. Bimbela, J. L. Sánchez, H. K. Nielsen. *Characterization and pilot scale fluidized bed gasification of herbaceous biomass: A case study on alfalfa pellets*. *Energy Conversion and Management*, vol. 91, pp. 451–458, 2015.
- [56] R. Warnecke. *Gasification of biomass: comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier*. *Biomass & energy*, vol. 18, pp. 489–497, 2000.
- [57] C. Erlich, T. H. Fransson. *Downdraft gasification of pellets made of wood, palm-oil residues respective bagasse: Experimental study*. *Applied Energy*, vol. 88, pp. 899–908, 2011.
- [58] A. Surjosatyo, F. Vidian, Y. S. Nugroho. *Experimental gasification of biomass in an updraft gasifier with external recirculation of pyrolysis gases*. *Journal of Combustion*, vol. 2014, 2014.
- [59] J. G. C. Lazarinos. *Tratamento de Revestimentos Gastos de Cuba Eletrolítica da Indústria de Alumínio*. Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2007.
- [60] S. Khajeh, Z. Arab Aboosadi, B. Honarvar. *A comparative study between operability of fluidized-bed and fixed-bed reactors to produce synthesis gas through tri-reforming*. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 19, pp. 152–160, 2014.
- [61] P. Plis, R. K. Wilk. *Theoretical and experimental investigation of biomass gasification process in a fixed bed gasifier*. *Energy*, vol. 36, pp. 3838–3845, 2011.
- [62] X. T. Li, J. R. Grace, C. J. Lim, A. P. Watkinson, H. P. Chen, J. R. Kim. *Biomass gasification in a circulating fluidized bed*. *Biomass and Bioenergy*, vol. 26, pp. 171–193, 2004.
- [63] P. Quaak, H. Knoef, H. Stassen. *Energy from Biomass: A Review of Combustion and Gasification Technologies*, *World Bank Technical Papers*, vol. 422, 1999.
- [64] H. Karatas, H. Olgun, F. Akgun. *Experimental results of gasification of cotton stalk and hazelnut shell in a bubbling fluidized bed gasifier under air and steam atmospheres*. *Fuel*, vol. 112, pp. 494–501, 2013.

- [65] G. Xue, M. Kwapinska, A. Horvat, Z. Li, S. Dooley, W. Kwapinski, J. J. Leahy. Gasification of miscanthus x giganteus in an air-blown bubbling fluidized bed: A preliminary study of performance and agglomeration. *Energy and Fuels*, vol. 28, pp. 1121–1131, 2014.
- [66] V. Belgiorno, G. De Feo, C. Della Rocca, R. M. A. Napoli. Energy from gasification of solid wastes. *Waste Management*, vol. 23, pp. 1–15, 2003.
- [67] D. Serrano, S. Sánchez-Delgado, C. Sobrino, C. Marugán-Cruz. Defluidization and agglomeration of a fluidized bed reactor during *Cynara cardunculus* L. gasification using sepiolite as a bed material. *Fuel Processing Technology*, vol. 131, pp. 338–347, 2015.
- [68] E. Natarajan, A. Nordin, A. N. Rao. Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors. *Biomass and Bioenergy*, vol. 14, pp. 533–546, 1998.
- [69] D. S. Gunarathne, A. Mueller, S. Fleck, T. Kolb, J. K. Chmielewski, W. Yang, W. Blasiak. Gasification characteristics of steam exploded biomass in an updraft pilot scale gasifier. *Energy*, vol. 71, pp. 496–506, 2014.
- [70] P. Hasler, T. Nussbaumer. Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification. *Biomass and Bioenergy*, vol. 16, pp. 385–395, 1999.
- [71] N. Couto, A. Rouboa, V. Silva, E. Monteiro, K. Bouziane. Influence of the Biomass Gasification Processes on the Final Composition of Syngas. *Energy Procedia*, vol. 36, pp. 596–606, 2013.
- [72] J. Gil, J. Corella, M. P. Aznar, M. A. Caballero. Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution. *Biomass and Energy*, vol. 17, pp. 389–403, 1999.
- [73] J. J. R. Behainne, J. D. Martinez. Performance analysis of an air-blown pilot fluidized bed gasifier for rice husk. *Energy for Sustainable Development*, vol. 18, pp. 75–82, 2014.
- [74] C. Gai, Y. Dong. Experimental study on non-woody biomass gasification in a downdraft gasifier. *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 37, pp. 4935–4944, 2012.
- [75] O. Levenspiel. What Will Come after Petroleum?. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 44, pp. 5073–5078, 2005.
- [76] 1st World Conference on Biomass for Energy and Industry. Proceedings of the Conference held in Sevilla, 5-9 June 2000 Spain, 2001.
- [77] F. Kreith, S. Krumdieck, J. F. Kreider. *Principles of Sustainable Energy*. CRC Press, 2010.

- [78] R. Pletka, R. C. Brown, J. Smeenk. Indirectly heated biomass gasification using a latent heat ballast - 1: Experimental evaluations. *Biomass and Bioenergy*, vol. 20, pp. 297–305, 2001.
- [79] I. Hannula. Hydrogen production via thermal gasification of biomass in near-to-medium term. VTT Technical Research Centre of Finland, 2009.
- [80] B. Prabowo, K. Umeki, M. Yan, M. R. Nakamura, M. J. Castaldi, K. Yoshikawa. CO₂–steam mixture for direct and indirect gasification of rice straw in a downdraft gasifier: Laboratory-scale experiments and performance prediction. *Applied Energy*, vol. 113, pp. 670–679, 2014.
- [81] W. Zhang. Automotive fuels from biomass via gasification. *Fuel Processing Technology*, vol. 91, pp. 866–876, 2010.
- [82] Directiva 2009/28/CE. *Jornal Oficial da União Europeia*, 2009.
- [83] S. M. Atnaw, S. A. Sulaiman, S. Yusup. Influence of fuel moisture content and reactor temperature on the calorific value of Syngas resulted from gasification of oil palm fronds. *The Scientific World Journal*, vol. 2014, 2014.
- [84] P. McKendry. Energy production from biomass (part 1): overview of biomass. *Bioresource Technology*, vol. 83, pp. 37–46, 2002.
- [85] M. Vaezi, M. Passandideh-Fard, M. Moghiman, M. Charmchi. On a methodology for selecting biomass materials for gasification purposes. *Fuel Processing Technology*, vol. 98, pp. 74–81, 2012.
- [86] H. Kumar, P. Baredar, P. Agrawal, S. C. Soni. Effect of Moisture Content on Gasification Efficiency in Down Draft Gasifier. *International Journal of Scientific Engineering and Technology*, vol. 3, pp. 411–413, 2014.
- [87] M. Simone, E. Guerrazzi, E. Biagini, C. Nicoletta, L. Tognotti. Technological Barriers Of Biomass Gasification. *International Journal of Heat and Technology*, 2009.
- [88] J. A. Tiarks. Investigation of biomass gasification and effects of ammonia on producer gas combustion. Iowa State University, 2012.
- [89] F. Biedermann, I. Obernberger. Ash-related Problems during Biomass Combustion and Possibilities for a Sustainable Ash Utilisation. 2005.
- [90] S. Q. Turn, C. M. Kinoshita, D. M. Ishimura, J. Zhou. The fate of inorganic constituents of biomass in fluidized bed gasification. *Fuel*, vol. 77, pp. 135–146, 1998.
- [91] K. Salo, W. Mojtahedi. Fate of alkali and trace metals in biomass gasification. *Biomass and Bioenergy*, vol. 15, pp. 263–267, 1998.

- [92] T. Peng, C. Lin. Effects of alkali metals on gasification efficiency during artificial waste gasification process. International Conference on Hydrogen Production 24-27 June, 2012.
- [93] M. Zevenhoven-Onderwater, R. Backman, B. Skrifvars, M. Hupa, T. Liliendahl, C. Rosén. The ash chemistry in fluidised bed gasification of biomass fuels. Part I: predicting the chemistry of melting ashes and ash-bed material interaction. *Fuel*, vol. 80, pp. 1489-1502, 2001.
- [94] M. Zevenhoven-Onderwater, R. Backman, B. J. Skrifvars, M. Hupa, T. Liliendahl, C. Rosén, K. Sjöström, K. Engvall, A. Hallgren. The ash chemistry in fluidised bed gasification of biomass fuels. Part II: Ash behaviour prediction versus bench scale agglomeration tests. *Fuel*, vol. 80, pp. 1503-1512, 2001
- [95] D. L. Klass. *Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals*. Academic Press, 1998.
- [96] R. Luque, J. G. Speight. *Gasification for Synthetic Fuel Production: Fundamentals, Processes and Applications*. Elsevier Science & Technology, 2015.
- [97] F. V. Tinaut, A. Melgar, J. F. Pérez, A. Horrillo. Effect of biomass particle size and air superficial velocity on the gasification process in a downdraft fixed bed gasifier. An experimental and modelling study. *Fuel Processing Technology*, vol. 89, pp. 1076–1089, 2008.
- [98] A. M. Radwan. An overview on gasification of biomass for production of hydrogen rich gas. *Der Chemica Sinica*, vol. 3, pp. 323-335, 2012.
- [99] J. Rafidah, K. Sakanishi, T. Miyazawa, M. Y. M. Nor, I. W. Asma, S. M. A. Mahanim, H. Shaharuddin, E. Puad. Effects of different Gasifying Agents on Syngas Production from Oil Palm Trunk. *Journal of Tropical Forest Science*, vol. 23, pp. 282–288, 2011.
- [100] P. C. A. Bergman, S. V. B. van Paasen, H. Boerrigter. The novel ‘OLGA’ technology for complete tar removal from biomass producer gas. *Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste*, Expert Meeting 30 September – 1 October, 2002.
- [101] S. S. K. Al-Dury. Removal of Tar in Biomass Gasification Process Using Carbon Materials. *Chemical Engineering Transactions*, vol. 18, pp. 1–6, 2009.
- [102] B. J. Vreugdenhil, R. W. R. Zwart. Tar formation in pyrolysis and gasification. Energy research Center of the Netherlands, 2009.
- [103] J. J. Ramírez, J. D. Martínez, S. L. Petro. Basic design of a fluidized bed gasifier for rice husk. *Latin American Applied Research*, vol. 37, pp. 299–306, 2007.

- [104] A. Gungor. Simulation of the effects of the equivalence ratio on hydrogen production in fluidized bed biomass gasifiers. 13th International Research/Expert Conference “Trends in the Development of Machinery and Associated Technology”, 16-21 October, pp. 465–468, 2009.
- [105] I. Narváez, A. Orío, M. P. Aznar, J. Corella. Biomass Gasification with Air in an Atmospheric Bubbling Fluidized Bed. Effect of Six Operational Variables on the Quality of the Produced Raw Gas. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 35, pp. 2110–2120, 1996.
- [106] W. De Jong, Ö. Ünal, J. Andries, K. R. G. Hein, H. Spliethoff. Biomass and fossil fuel conversion by pressurised fluidised bed gasification using hot gas ceramic filters as gas cleaning. *Biomass and Bioenergy*, vol. 25, pp. 59–83, 2003.
- [107] N. Abdoulmoumine, A. Kulkarni, S. Adhikari. Effects of Temperature and Equivalence Ratio on Pine Syngas Primary Gases and Contaminants in a Bench-Scale Fluidized Bed Gasifier. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 53, pp. 5767–5777, 2014.
- [108] M. Mayerhofer, P. Mitsakis, X. Meng, W. De Jong, H. Spliethoff, M. Gaderer. Influence of pressure, temperature and steam on tar and gas in allothermal fluidized bed gasification. *Fuel*, vol. 99, pp. 204–209, 2012.
- [109] Y. H. Qin, J. Feng, W. Y. Li. Formation of tar and its characterization during air-steam gasification of sawdust in a fluidized bed reactor. *Fuel*, vol. 89, pp. 1344–1347, 2010.
- [110] Y. Cao, Y. Wang, J. T. Riley, W. P. Pan. A novel biomass air gasification process for producing tar-free higher heating value fuel gas. *Fuel Processing Technology*, vol. 87, pp. 343–353, 2006.
- [111] Y. G. Pan, X. Roca, E. Velo, L. Puigjaner. Removal of tar by secondary air in fluidised bed gasification of residual biomass and coal. *Fuel*, vol. 78, pp. 1703–1709, 1999.
- [112] M. Balas, M. Lisy, J. Moskalik. Temperature and pressure effect on gasification process. *Advances in Fluid Mechanics and Heat & Mass Transfer*, pp. 198–202, 2012.
- [113] A. V. Bridgwater. The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation. *Fuel*, vol. 74, pp. 631–653, 1995.
- [114] M. Siedlecki, R. Nieuwstraten, E. Simeone, W. de Jong, A. H. M. Verkooijen. Effect of Magnesite as Bed Material in a 100 kWth Steam–Oxygen Blown Circulating Fluidized-Bed Biomass Gasifier on Gas Composition and Tar Formation. *Energy & Fuels*, vol. 23, pp. 5643–5654, 2009.
- [115] P. Weerachanchai, M. Horio, C. Tangsathitkulchai. Effects of gasifying conditions and bed materials on fluidized bed steam gasification of wood biomass. *Bioresource Technology*, vol. 100, pp. 1419–1427, 2009.

- [116] S. Rapagnà, N. Jand, A. Kiennemann, P. U. Foscolo. Steam-gasification of biomass in a fluidised-bed of olivine particles. *Biomass and Bioenergy*, vol. 19, pp. 187–197, 2000.
- [117] J. P. Makwana, A. K. Joshi, G. Athawale, D. Singh, P. Mohanty. Air gasification of rice husk in bubbling fluidized bed reactor with bed heating by conventional charcoal. *Bioresource Technology*, vol. 178, pp. 45–52, 2015.
- [118] CEN/TS 14774-1, Solid biofuels - Methods for determination of moisture content - Oven dry method - Part 1: Total moisture - Reference method. 2004.
- [119] CEN/TS 14775, Solid biofuels – Method for the determination of ash content. 2004.
- [120] CEN/TS 15148, Solid biofuels - Method for the determination of the content of volatile matter. 2005.
- [121] J. Parikh, S. A. Channiwala, G. K. Ghosal. A correlation for calculating HHV from proximate analysis of solid fuels. *Fuel*, vol. 84, pp. 487–494, 2005.
- [122] R. C. R. G. Teixeira. Efeito das propriedades da biomassa na combustão em leito fluidizado. Universidade de Aveiro, 2013.
- [123] M. Lackner, Á. B. Palotás, F. Winter, *Combustion: From Basics to Applications*. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co, 2013.
- [124] F. Scala. *Fluidized Bed Technologies for Near-Zero Emission Combustion and Gasification*. Woodhead publishing, 2013.
- [125] G. Xue, M. Kwapinska, A. Horvat, W. Kwapinski, L. P. L. M. Rabou, S. Dooley, K. M. Czajka, J. J. Leahy. Gasification of torrefied *Miscanthus × giganteus* in an air-blown bubbling fluidized bed gasifier. *Bioresource Technology*, vol. 159, pp. 397–403, 2014.
- [126] M. Campoy, A. Gómez-Barea, F. B. Vidal, P. Ollero. Air-steam gasification of biomass in a fluidised bed: Process optimisation by enriched air. *Fuel Processing Technology*, vol. 90, pp. 677–685, 2009.
- [127] M. Campoy, A. Gómez-Barea, P. Ollero, S. Nilsson. Gasification of wastes in a pilot fluidized bed gasifier. *Fuel Processing Technology*, vol. 121, pp. 63–69, 2014.
- [128] K. G. Mansaray, A. E. Ghaly, A. M. Al-Taweel, F. Hamdullahpur, V. I. Ugursal. Air gasification of rice husk in a dual distributor type fluidized bed gasifier. *Biomass and Bioenergy*, vol. 17, pp. 315–332, 1999.

- [129] L.A.C. Tarelho, J.P.S.P.O. Ribeiro, D.T. Pio, C.A.R. Ribeiro, M.A.A. de Matos. Characteristics of producer gas and ash during biomassa (direct) gasification in an autothermal pilot-scale bubbling fluidized bed reactor. Universidade de Aveiro, 2015.
- [130] P. Subramanian, A. Sampathrajan, P. Venkatachalam. Fluidized bed gasification of select granular biomaterials. *Bioresource Technology*, vol. 102, pp. 1914–1920, 2011.
- [131] M. T. Lim, Z. Alimuddin. Bubbling fluidized bed biomass gasification—Performance, process findings and energy analysis. *Renewable Energy*, vol. 33, pp. 2339–2343, 2008.
- [132] V. Skoulou, G. Koufodimos, Z. Samaras, A. Zabaniotou. Low temperature gasification of olive kernels in a 5-kW fluidized bed reactor for H₂-rich producer gas. *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 33, pp. 6515–6524, 2008.
- [133] Y. D. Kim, C. W. Yang, B. J. Kim, K. S. Kim, J. W. Lee, J. H. Moon, W. Yang, T. U. Yu, U. Do Lee. Air-blown gasification of woody biomass in a bubbling fluidized bed gasifier. *Applied Energy*, vol. 112, pp. 414–420, 2013.
- [134] S. Kaewluan, S. Pipatmanomai. Potential of synthesis gas production from rubber wood chip gasification in a bubbling fluidised bed gasifier. *Energy Conversion and Management*, vol. 52, pp. 75–84, 2011.
- [135] W. A. W. A. K. Ghani, R. A. Moghadam, M. A. M. Salleh, A. B. Alias. Air gasification of agricultural waste in a fluidized bed gasifier: Hydrogen production performance. *Energies*, vol. 2, pp. 258–268, 2009.
- [136] C. Loha, P. K. Chatterjee, H. Chattopadhyay. Performance of fluidized bed steam gasification of biomass - Modeling and experiment. *Energy Conversion and Management*, vol. 52, pp. 1583–1588, 2011.
- [137] G. Cheng, Q. Li, F. Qi, B. Xiao, S. Liu, Z. Hu, P. He. Allothermal gasification of biomass using micron size biomass as external heat source. *Bioresource Technology*, vol. 107, pp. 471–475, 2012.
- [138] M. R. Viegas. Avaliação de métodos de pré-tratamento na gasificação da biomassa. Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa. 2013.
- [139] M. Bartels, W. Lin, J. Nijenhuis, F. Kapteijn, J. R. van Ommen. Agglomeration in fluidized beds at high temperatures: Mechanisms, detection and prevention. *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 34, pp. 633–666, 2008.
- [140] T. Liliedahl, K. Sjöström, K. Engvall, C. Rosén. Defluidisation of fluidised beds during gasification of biomass. *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, pp. S63–S70, 2011.

- [141] C. Sevónius, P. Yrjas, M. Hupa. Defluidization of a quartz bed – Laboratory experiments with potassium salts. *Fuel*, vol. 127, pp. 161–168, 2014.

Anexo A – Períodos de amostragem nos diferentes locais

Tabela A1.1- Períodos de amostragem nos diferentes locais

	Local da amostragem	Período de amostragem [h:m:s]	Período de amostragem para os sacos flexfoil [h:m:s]
EG-1	Exaustão [E-1]	01:08:00	00:13:00
	Leito [SL-1]	01:53:00	00:14:00
	Leito [SLR-1]	01:32:00	00:12:00
	Exaustão [E-2]	01:01:00	00:11:00
EG-2	Leito [SL-2]	00:56:00	00:32:00
	Leito [SLR-2]	01:05:00	00:13:00
	Leito [SLR-3]	01:00:00	00:12:00
EG-3	Exaustão [E-3]	00:31:00	00:11:00
EG-4	Exaustão [E-4]	00:55:00	00:16:00
EG-5	Exaustão [E-5]	01:15:00	00:12:00
EG-6	Exaustão [E-6]	01:18:00	00:22:00
EG-7	Exaustão [E-7]	01:07:00	00:21:00
EG-8	Exaustão [E-8]	01:18:00	00:13:00
EG-9	Exaustão [E-9]	01:04:00	00:20:00
EG-10	Exaustão [E-10]	01:02:00	00:22:00
EG-11	Exaustão [E-11]	00:19:00	00:10:00
EG-12	Exaustão [E-12]	01:01:00	00:14:00
EG-13	Exaustão [E-13]	00:42:00	00:11:00
EG-14	Exaustão [E-14]	00:47:00	00:10:00
EG-15	Exaustão [E-15]	00:37:00	00:12:00

Anexo B – Posição dos termopares

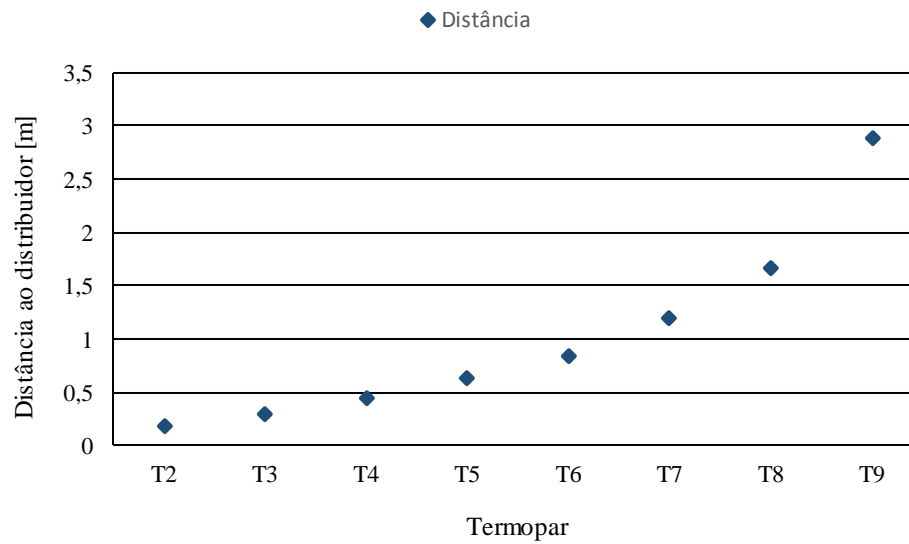


Figura B1.1 – Posição dos termopares (T2-T9) relativamente ao distribuidor do reator